

UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS

FACULTAD DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

E.A.P INGENIERÍA QUÍMICA

**Estudio técnico económico preliminar para la obtención
de aceite comestible a partir de semillas de maracuyá**

TESIS

para optar el título profesional de Ingeniero Químico

AUTOR

Pedro Modesto Loja Herrera

Lima – Perú

1992

A MIS PADRES:

**A QUIENES LES DEBO LA LUZ DE
MI EXISTENCIA Y FORMACION PROFESIONAL**

A MIS HERMANOS:

BERTA Y JORGE

A MIS TIAS:

NELLY e IDA

AGRADECIMIENTO.

EXPRESO MI GRATITUD:

- Al Ing. GERARDO BAZALAR CASTILLO; Asesor de la tesis, por su valiosa orientación en la elaboración y culminación del trabajo y haberme relacionado con los funcionarios de Alpamayo y Perú – Pacífico.
- Al Ing. RAFAEL ANTEZANA CASTRO; por brindarme valiosos, conocimientos, relacionarme con entidades extranjeras y hacer la revisión del trabajo.
- Al Ing. WILBER GIL BENITES; por su invalorable apoyo en la culminación de la tesis.
- A la Dra. NIZA HERRERA ALARCON; Por su eficiente y acertada dirección en la parte experimental del trabajo realizada en los Laboratorios de Investigación del “Instituto Nacional de Nutrición”.
- A todos y cada uno de los que en una u otra forma hicieron posible la realización del presente trabajo.

CONTENIDO

	Págs.
INTRODUCCION	1
I.- ANTECEDENTES	2
II.- ESTUDIO DE MERCADO	8
A.- OFERTA Y DEMANDA	8
B.- PROYECCIÓN DE OFERTA Y DEMANDA	13
C.- PRECIO DEL ACEITE CRUDO Y SUBPRODUCTOS	15
III.- INSUMOS	18
A.- MARACUYA	18
1.- BOTANICA	18
2.- FISIOLOGIA	20
3.- CULTIVO	21
4.- COSECHA Y RENDIMIENTO	24
5.- PRODUCCIÓN	26
IV.- LOCALIZACIÓN Y TAMAÑO DE LA PLANTA	33
A.- UBICACIÓN	33
B.- TAMAÑO	33
C.- CAPACIDAD DE LA PLANTA	34
1.- DISTRIBUCION DE LA PLANTA	36
V.- INGENIERIA DEL PROYECTO	37
A.- TECNOLOGIA GENERAL	37
1.- MATERIA PRIMA	37
1.1.- Composición del fruto	37
1.2.- Composición de la cáscara	37
1.3.- Composición de la semilla	38

2.- ANÁLISIS DE GRASAS Y ACEITES	38
2.1.- acidez	38
2.2.- peróxidos	40
2.3.- índice de yodo	44
2.4.- color	50
2.5.- índice de refracción	53
2.6.- índice de saponificación	56
2.7.- densidad	57
3.- ACEITE CRUDO	58
3.1.- métodos de extracción	58
3.1.1.- trituración de semillas oleaginosas	58
3.1.2.- cocción de las semillas oleaginosas	59
3.1.3.- prensado continuo	60
3.2.- pérdidas	61
3.3.- características del aceite	61
3.4.- descripción del diagrama de flujo	65
4.- ACEITE REFINADO	67
4.1.- normas técnicas	67
4.2.- técnicas de refinación	67
4.2.1.- neutralización	68
4.2.2.- decoloración	75
4.2.3.- desodorización	79
- equipo de vacío	79
- calefacción y refrigeración del aceite	80
4.3.- pérdidas	82
4.4.- descripción del diagrama de flujo	84

B.- PROCESO INDUSTRIAL PARA LA OBTENCIÓN DE ACEITE COMESTIBLE	89
1.- BALANCE DE MATERIA	89
2.- BALANCE DE ENERGIA	93
3.- DISEÑO Y ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS	99
VI.- ANÁLISIS ECONÓMICO FINANCIERO	143
A.- COSTOS DE INVERSIÓN	143
1.- INVERSIÓN FIJA	143
1.1.- costos de equipos	143
1.2.- costos de instalaciones auxiliares	144
1.3.- costos de instalación	146
2.- GASTOS PREVIOS A LA PRODUCCION	146
3.- CAPITAL DE TRABAJO	147
3.1.- materia prima y auxiliar	147
3.2.- salarios	147
B.- FINANCIAMIENTO	148
1.- FUENTES DE FINANCIAMIENTO	148
2.- CRONOGRAMA DE INVERSIONES	149
2.1.- inversiones futuras	150
3.- SERVICIO DE LA DEUDA	151
C.- PRESUPUESTO DE INGRESOS Y EGRESOS	154
1.- INGRESO POR VENTAS	154
2.- COSTO TOTAL DE PRODUCCION	154
2.1.- gastos de fabricación	154
2.1.1.- materia prima y auxiliar	154
2.1.2.- mano de obra y supervisión	155

2.1.3.- servicios auxiliares	155
2.1.4.- gastos fijos anuales	155
2.2.- gastos de administración	156
2.3.- beneficios sociales	156
2.4.- gastos financieros	156
D.- RENTABILIDAD	157
1.- FLUJO DE CAJA	157
2.- TASA DE RETORNO	162
3.- RELACIÓN BENEFICIO – COSTO	163
4.- PERIODO DE RECUPERACION DEL CAPITAL	164
5.- PUNTO DE EQUILIBRIO	165
VII.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	168
VIII.- REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	170

APENDICES

A) PLANT COST INDEX	175
B) CARACTERISTICAS DEL DISESEL 2	176
C) CARACTERISTICAS DEL ACEITE	177
D) CONTENIDO DE HUMEDAD SECADO	179
E) EXTRACCION POR SOLVENTES DEL ACEITE DE LA SEMILLA	180
F) CAPACIDAD CALORIFICA DE LA SEMILLA	185
G) ESTUDIO DE ERRORES	191
H) ESPESOR DE LA PARED DE RECIPIENTES BAJO PRESION INTERNA Y EXTERNA	193
I) ESPESOR DEL AISLANTE EN SISTEMAS CILINDRICOS	197
J) CALCULO DE LOS COSTOS DE IMPORTACION	200

INTRODUCCION

Para realizar un diseño preliminar de los equipos necesarios para la obtención del aceite de semilla de maracuyá se realizaron diversas pruebas de laboratorio, primero para determinar el contenido de humedad y el contenido de aceite; segundo para determinar las condiciones a las de se llevaría a cabo el proceso de refinación, decoloración y desodorización, dentro de los límites de materia prima y de equipo del que se disponía. Las pruebas se realizaron en el INSTITUTO NACIONAL DE NUTRICION; parte de la información cualitativa y cuantitativa del maracuyá, fue obtenida del informe “ACIDOS GRASOS EN EL MARACUYA”, publicado en 1,990.

Las condiciones de operación a nivel industrial se obtuvieron de las refinerías de Perú – Pacífico y Alpamayo.

Para un diseño preliminar y por la similitud de la composición de los aceites vegetales se considera que sus propiedades son similares. Los datos de viscosidad se asumieron considerando que el aceite manipulado en el proceso era aceite de algodón y se encuentran en la fig. 14 de la referencia 13. Los datos de la conductividad térmica se asumieron de la tabla 4 de la referencia 13, considerando que se manipulaba aceite de oliva. Las capacidades caloríficas se determinaron mediante la ecuación de la pág. 339 de la referencia 23 sabiendo por las pruebas realizadas que el aceite de semilla de maracuyá es no secante.

I.- ANTECEDENTES

En muchos países incluso en el nuestro, existe un déficit en la producción de grasas para la alimentación.

En el Perú se puede utilizar los lípidos de los subproductos vegetales de la industria de semillas y frutos.

El presente trabajo, tiene por finalidad la elaboración de un estudio técnico – económico para la industrialización del aceite de la semilla de maracuyá, de acuerdo a la disponibilidad de materia prima que hasta la fecha no se consideró pese a su alto contenido en aceite y los requerimientos del mercado nacional.

El aceite de maracuyá es usado en Australia, Hawai, Brasil, Venezuela, Florida, Nueva Guinea, Sud – África, India y Japón. En las investigaciones realizadas se determinó que éste aceite es de alta calidad y que la semilla posee un alto contenido de aceite (21.3%), cantidad que supera ligeramente al de la pepita de algodón (20%) que en la actualidad es la principal fuente oleaginosa de extracción de aceite en nuestro país.

Con el presente trabajo se desea contribuir a disminuir la importación de grasas que en la actualidad es del orden del 55%.

LAS GRASAS EN LA ALIMENTACION HUMANA.-

A pesar del gran consumo de grasas y aceites en la fabricación de jabones, pinturas y otros productos industriales no comestibles, la mayor parte de la producción mundial se consume en la alimentación del hombre.

Las grasas son la fuente principal de energía de la dieta, pues son los productos alimenticios más concentrados, suministrando unos 9 Kcal de energía por gramo, en comparación con las 4 Kcal suministradas por las proteínas y los hidratos de carbono.(2)

Aunque los hidratos de carbono sirven al mismo fin primario que las grasas, es decir, suministrar una energía fácilmente utilizable, no pueden sustituir a las ultimas sino en grado limitado.

Las grasas y sus ácidos componentes parecen desempeñar algunas funciones vitales en el organismo, independientemente de su acción como materiales suministradores de energía. Ciertos ácidos grasos no saturados son precisos para la formación de muchos tipos de células; y como éstos ácidos, aparentemente no pueden ser sintetizados por el organismo, deben ser ingeridos como tales en los alimentos. La carencia de los llamados “ácidos grasos esenciales” se ha asociado definitivamente con ciertas formas de eczema.

DETERMINACION DEL METODO INDUSTRIAL

“Hay sin duda cierta falacia en la creencia común de que la eficacia de una extracción se debe juzgar sencillamente por la cantidad de aceite remanente en la torta” REF.2, PAG. 458.

El método de extracción por solventes es eficaz en el laboratorio, en la práctica, su eficacia es muy pequeña; solo se llega a conseguir una buena extracción empleando grandes cantidades de solvente en relación con el volumen de aceite extraído. El principal problema en la extracción por solventes es el costo del mismo solvente, y las pérdidas del mismo en el proceso. Las pérdidas de solvente en una planta que opere eficientemente son de 8.34 litro/TM. La relación de solvente que se emplea en la extracción de aceite es de 4 a 1 utilizando el extractor de cestas (el extractor más pequeño se construye a partir de 70 TM).

La extracción por prensado rinde 84.3% de la cantidad de aceite presente en la semilla; y la extracción por solventes rinde 97.3%. En el caso de la extracción por prensado solo se necesita un molino de rodillos, un cocinador-secador, y una prensa expeller.

Para la extracción por solventes se necesita un molino de rodillos, un cocinador – secador (eliminar el exceso de humedad), una prensa expeller (trabajando a mediana presión para eliminar el 50% del aceite), un extractor de cestas, un transportador de tornillo cerrado, un sistema de agotamiento para el solvente constituido de un transportador de tornillo rodeado de chaquetas de calentamiento, un secador similar al secador – cocinador utilizado en el pre- prensado para eliminar las últimas trazas de solvente. Para agotar el solvente en la miscela (mezcla de aceite 20 – 25% - solvente) se requiere de un filtro para eliminar los finos arrastrados por el aceite (ya que el solvente tiende a arrastrar las partículas finas), de una caldera (agotar

el solvente 50%), torre de borbotado con vapor para eliminar las últimas trazas de solvente, sistema de vacío para la torre de agotamiento, y un sistema de decantación para recuperar el solvente eliminando el agua por decantación.

Como se observa el equipo requerido en la extracción por solventes está compuesto por el equipo necesario en la extracción por prensado más una gran cantidad de equipo necesario para la eliminación del solvente de la miscela y de la torta, lo cual eleva grandemente la inversión inicial.

Existe una gran pérdida en los costos de operación ya que gran parte de la energía se utiliza en la separación del solvente de las mezclas. Los sistemas compuestos de un aceite graso y de hexano o de cualquier otro hidrocarburo, presentan considerables anomalías respecto al estado ideal.

Concretamente en lo que se refiere a las presiones de vapor.

En la tabla a continuación se dan los valores de los puntos de ebullición a diferentes presiones, de las mezclas de hexano y de aceite de algodón.

PUNTO DE EBULLICION (° C) DE MEZCLAS DE ACEITE DE ALGODÓN Y HEXANO COMERCIAL

% EN PESO DE ACEITE	PRESION				
	760	610	EN ML. 460	DE Hg 310	160
0	66.7	60.0	51.1	40.6	26.6
50	70.0	62.8	54.4	43.9	27.8
60	72.2	65.6	58.1	45.5	29.4
70	77.3	69.5	60.0	48.9	32.8
80	85.5	77.8	67.8	55.5	38.8
85	93.9	85.5	75.0	62.2	44.0
90	110.6	98.9	87.2	72.8	53.9
95	142.8	131.1	114.4	95.0	73.9
96			123.3	101.7	80.6
97			132.8	110.0	87.8
98				120.0	97.2
99				133.3	109.4

De estos datos se observa que al agotarse la cantidad de solvente en la miscela se dificulta la evaporación del mismo ya que hay que entregar mayor cantidad de calor para evaporar el solvente.

“SE SOMETEN A EXTRACCION POR DISOLVENTES AQUELLOS PRODUCOS QUE CONTIENEN ACEITE EN ESCASA CANTIDAD O DE ELEVADO PRECIO.

ejemplo: aceite oliva”REF. 2, PAG. 450.

Haciendo un pequeño análisis económico observamos que la relación beneficio/ inversión es mayor en la extracción por prensado.

EXTRACCION POR PRENSADO:

Consideremos a la inversión necesaria para realizar la extracción por prensado como 1, y sabiendo que el porcentaje de extracción es de 84.3% tenemos:

$$B/I = 84.3\%/1 = 84.3$$

EXTRACCION POR SOLVENTES:

Como se mencionó anteriormente la inversión necesaria para realizar la extracción por solventes es mayor, considerando esta inversión como 2 veces la inversión necesaria para la extracción por prensado, y sabiendo que el rendimiento de aceite es de 97.3%, reteniendo la torta 1% de su peso en aceite tenemos:

$$B/I = 97.3\%/2 = 48.6$$

Como se observa la extracción por prensado rinde mayores beneficios, por lo cual se considera esta opción.

II.- ESTUDIO DE MERCADO

A.- OFERTA Y DEMANDA

Los dos principales tipos de aceite de consumo masivo en nuestro país en la alimentación humana son el compuesto y el vegetal. Los aceites compuestos son una mezcla de aceite vegetal y de aceite de pescado (50%). El aceite vegetal al que nos referimos es el que se obtiene de semillas y frutos.

CUADRO 1

PRODUCCION ANUAL DE ACEITES Y GRASAS COMESTIBLES (1980 – 1990)

PRODUCTOS	1980	1981	1982	1983	1984	1985
*ACEITES	104157	123541	125766	112090	102915	97012
Vegetal	25095	29097	33233	38788	31664	27850
compuesto	79062	94444	92533	73302	71251	69162
* GRASA	51057	53651	51084	47628	42738	46080
manteca	31266	35222	32352	29377	24150	29663
margarina	19791	18429	18732	18251	18588	16417
TOTAL	155214	177192	176850	159718	145653	143092
<u>PRODUCTOS</u>	<u>1986</u>	<u>1987</u>	<u>1988</u>	<u>1989</u>	<u>1990</u>	
* ACEITES	139200	150426	133000	132623	132052	
vegetal	38200	35426	53000	42433	44688	
compuesto	101000	115000	80000	90190	87364	
* GRASA	64396	48250	52000	55110	54722	
manteca	42000	30000	32000	35846	38047	
margarina	22396	18250	20000	19264	16675	
TOTAL	203596	198676	185000	187733	186774	

REFERENCIA 19

CUADRO 2**CONSUMO PER CAPITA DE ACEITES Y GRASAS EN EL PERÚ**

AÑOS	1986	1987	1988	1989	1990
TOTAL	203596	198676	185000	187733	186774
LTS/CAP.	10.18	9.90	9.20	8.61	8.36

REFERENCIA 19

En los cuadros 1 y 2 se muestra una relación de la evolución de grasas y aceites que se consumen en nuestro país entre los años 1980 a 1990.

Una de las características que muestran el grado de pobreza en un país es el consumo reducido de grasas; como se puede apreciar en el cuadro 2, el consumo de grasas per cápita ha ido disminuyendo paulatinamente en los años anteriores debido a la disminución del poder adquisitivo.

El aceite de pescado es un aceite de menor calidad y además por la presencia de su olor y sabor característicos aún después de un buen refinado se hace difícil su comercialización, siendo su única condición favorable su costo reducido en comparación con el aceite vegetal.

Es por eso que la forma de comercializar el aceite del pescado es como aceite compuesto.

CUADRO 3**EVOLUCION DE UTILIZACION DEMATERIA PRIMA TM**

AÑO	SOYA NACIONAL	ACEITE SOYA NACIONAL	ALGODÓN NACIONAL	ACEITE ALGODÓN NACIONAL	ACEITE PALMA NACIONAL	SOYA IMPORTADA	ACEITE VEGETAL IMPORTADA	ACEITE PESCADO NACIONAL	ACEITE PESCADO IMPORTADO
80	8615	1540	130000	26000	5239	-----	40000	30000	57504
81	8000	1420	13000	26000	6400	-----	70262	40000	31100
82	7031	1248	131545	26309	5608	-----	60029	44026	-----
83	6462	1147	42285	8457	7206	8000	94695	29544	54164
84	51	9	96800	19360	9596	10000	52494	47000	20000
85	2728	481	135006	27001	9480	3240	37723	78811	5150
86	2000	360	101100	20220	9795	15750	60220	113665	-----
87	2600	468	82500	16500	14232	25250	74000	70188	35000
88	3785	757	125000	25000	20000	21000	86998	118690	16776
89	4132	729	125072	28149	22919	-----	44201	126371	10500
90	1588	286	115269	25528	26701	-----	72113	119020	-----

REFERENCIA 19

En el cuadro 3, se muestra la evolución de las diferentes materias primas para la producción de aceites.

Como se puede apreciar, la fuente principal de producción de aceite vegetal en nuestro país es el algodón. Este es un aceite de buena calidad pero no abastece el consumo nacional por lo que se tiene que importar aceite crudo vegetal para la elaboración de grasas y aceites.

En la actualidad, aproximadamente el 55% de los aceites vegetales elaborados en nuestro país provienen del aceite crudo de soya que se importa de diferentes países principalmente de Estados Unidos, como se puede observar comparando los cuadros 4 y 5, en los que se muestran la

cantidad de aceite vegetal importado y la cantidad de aceite vegetal producido a nivel nacional.

CUADRO 4

VOLUMEN MENSUAL DE IMPORTACIÓN ACEITE CRUDO DE SOYA (EN TM)

AÑO	TOTAL	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO
89	48405	-----	-----	-----	10709	9358	-----
88	81629	8218	-----	17320	7940	-----	9076
87	70670	7560	4200	-----	7000	3870	-----
86	52031	-----	3401	5681	3686	-----	9790
85	31966	-----	-----	4725	-----	-----	4935

AÑO	JULIO	AGOSTO	SETIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE
89	-----	6650	-----	3996	6300	11392
88	-----	8033	-----	9320	10663	11059
87	9260	5850	6825	8355	8150	9600
86	-----	12100	5729	5694	5950	-----
85	4883	-----	10576	6847	-----	-----

- EL 70% DEL ACEITE DE SOYA ESTA DESTINADO PARA AC. COMESTIBLE

REFERENCIA 19

CUADRO 5**VOLUMEN MENSUAL DE ACEITE VEGETAL PRODUCIDO (EN TM)**

AÑO	TOTAL	ENERO	FEBRERO	MARZO	ABRIL	MAYO	JUNIO
89	43399	4864	2652	1616	3973	3241	2300
88	76062	4176	5136	5313	5544	4979	6516
87	54296	3596	3452	2411	3154	3653	4106
86	36770	1753	2515	2823	3594	2763	3457
85	27850	2706	2083	1621	1523	2321	2165

AÑO	JULIO	AGOSTO	SETIEMBRE	OCTUBRE	NOVIEMBRE	DICIEMBRE
89	1862	1207	3522	5657	6439	6066
88	4648	6319	8664	8799	6191	9777
87	4605	5524	7602	5515	5073	5605
86	3495	3471	3368	3761	2478	3292
85	3581	1509	3052	1925	3028	2336

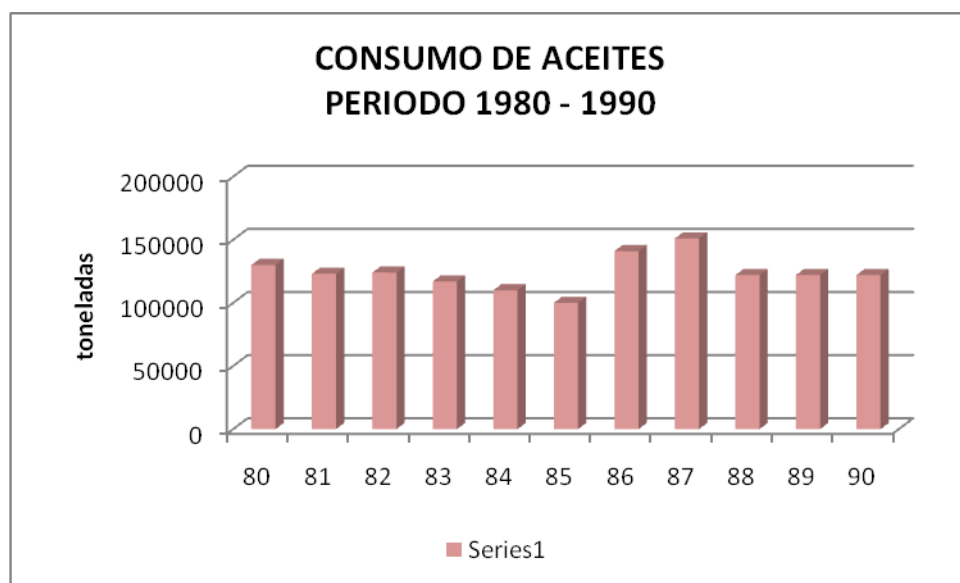
REFERENCIA 19

Aproximadamente el 70% del aceite crudo importado es utilizado en la fabricación de aceites y el resto es utilizado en la fabricación de grasas sólidas.

B.- PROYECCION DE

OFERTA Y DEMANDA

La demanda de aceite en el país en forma general ha ido en aumento como se puede observar en la gráfica que se muestra a continuación.

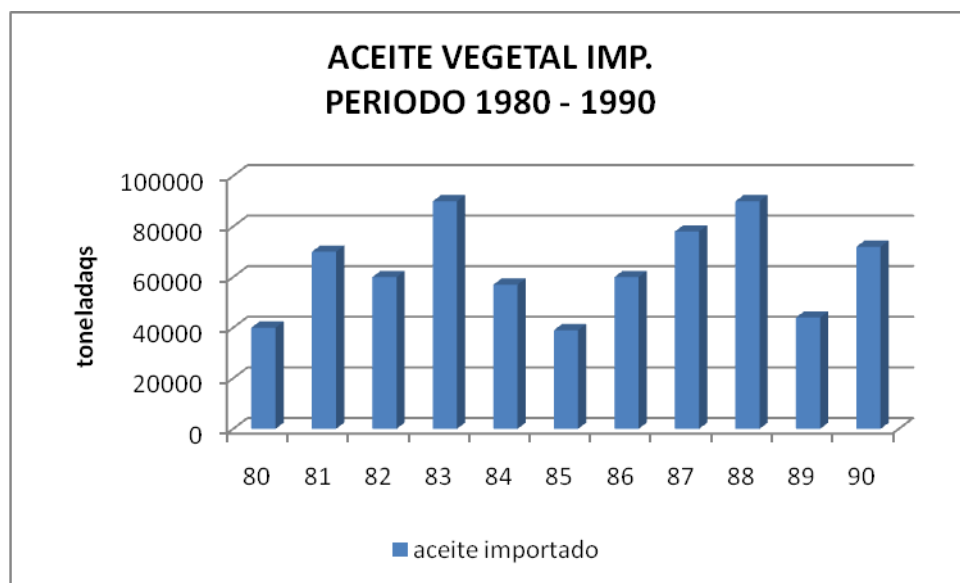


Esta gráfica se realizó con los datos del cuadro 1, referentes al consumo de aceites. Como se puede observar no existe una relación que se pueda aplicar para proyectar la demanda de aceite ya que esta depende de diversos factores, principalmente el nivel de poder adquisitivo que posee la población.

Como se mencionó anteriormente la fuente principal de obtención de aceite vegetal en nuestro país es la semilla de algodón, dependiendo del éxito de su cultivo existirá una mayor o menor producción de aceite y por consiguiente una necesidad menor o mayor de importación de aceite.

En la grafica 2 que se muestra a continuación se observa los diferentes niveles de importación de aceite vegetal, en dicha grafica notamos

que la importación mínima de aceite vegetal fue de aproximadamente 40,000 toneladas.



Esta gráfica se construyó con los datos de importación de aceites del cuadro 3.

Existe una gran cantidad de aceite importado que se debe tratar de sustituir con una mayor producción de aceite nacional incrementando el uso de materias primas nacionales.

Como se puede observar la DEMANDA de grasa en nuestro país se cubre con la producción nacional más la importación. Con la elaboración de aceite de semilla de maracuyá se desea disminuir la importación de aceite crudo de soya a la vez que fomentar el cultivo de maracuyá, así como su exportación en forma de jugo, ya que sólo se aprovecha la semilla descartada por esta industria.

C.- PRECIO DEL ACEITE**CRUDO Y SUBPRODUCTOS**

A continuación se muestra en el cuadro 6 los valores promedio por año del aceite crudo importado.

CUADRO 6**PRECIO DEL ACEITE DE SOYA CRUDO IMPORTADO****(dólares/TONELADA)**

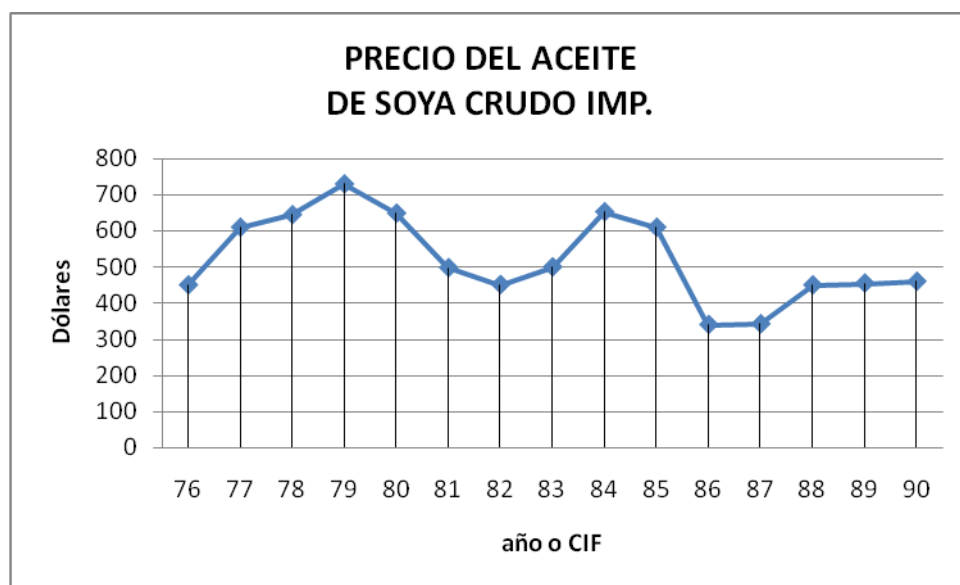
AÑO	FOB	CIF
76	425	451
77	595	620
78	554	580
79	687	722
80	591	648
81	483	534
82	435	477
83	502	540
84	679	719
85	598	634
86	315	365
87	320	362
88	412	459
89	438	487
90	442	493

REFERENCIA 19

Estos precios son los que rigen en el mercado internacional y por consiguiente también rigen el precio del aceite crudo de producción nacional.

Para verificar la existencia de alguna relación que pudiera existir en la cotización del aceite crudo importado se graficó los valores del cuadro 6 en la gráfica número 3.

Como se puede observar no existe ninguna relación, solo se nota la tendencia a una estabilización en los últimos 3 años.



Actualmente el precio del aceite crudo vegetal se cotiza en 465 dólares /TM [CIF] al cambio actual.

El precio del aceite que se obtiene de la semilla de maracuyá también se regirá por el precio internacional, dando una considerable utilidad.

El aceite de palma se cotiza a un valor ligeramente inferior de 455 dólares y el aceite de pescado con el cual se podría mezclar para la preparación del aceite compuesto (de menor precio), se cotiza en 271 dólares.

Todos los precios antes mencionados se refieren a una tonelada.

En la elaboración del aceite crudo a partir de la semilla de maracuyá se genera como subproducto la torta proveniente del prensado. Este subproducto se utilizaría principalmente en la industria ganadera para la elaboración de alimentos balanceados al igual que se utiliza el subproducto de la semilla de algodón y su precio puede ser similar. Actualmente la cáscara de la semilla de algodón se cotiza en 60 dólares y la torta proveniente del prensado en 181 dólares.

Cuando el aceite se encuentra refinado y envasado el precio de venta al distribuidor es de 1 dólar/lit. Para la evaluación económica se considerará este precio de venta.

III.- INSUMOS

A.- MARACUYA

El maracuyá es un frutal que puede cultivarse comercialmente de tres hasta cinco años, según las zonas donde se cultive y los cuidados que se tenga en la ubicación y conducción de la plantación.

Las grandes posibilidades que ofrece el país para su cultivo en la selva y la costa, los altos rendimientos por hectárea y la buena aceptación de la fruta en la preparación de jugos, cocteles y otros usos (principalmente en el extranjero), lo convierten en un frutal promisor para el Perú.

1.- BOTÁNICA

El maracuyá (Passiflora edulis) pertenece a la misma familia que la granadilla (Pasiflora ligularis juss), el tumbo costeño (Passiflora cuadrangularis L); y, el tumbo serrano (Passiflora mollísima H.B.K. Bailey), a los que se parece en su habito de vegetación y flor, pero a diferencia de éstos, el fruto del maracuyá no es comestible directamente, pues su mayor interés como fruta es para la preparación de jugos y cocteles.

Bajo el nombre de maracuyá se conocen dos variedades, una de fruto de cáscara amarilla, que es la *Passiflora edulis*, var. *flavicarpa* degener, y la otra, cuyo fruto es de color verde púrpura, que es la *Pasiflora edulis* sims. La planta de maracuyá pertenece a la siguiente clasificación botánica:

División:	Fanerógamas
Sub – División:	Angiospermas
Clase:	Dicotiledónea
Sub – Clase:	Arquiclamídea
Orden:	Parietales
Familia:	Passifloráceae
Género:	Passiflora
Especie:	<u>Passiflora edulis</u>
Nombre común:	Maracuyá

En los países de habla inglesa se conoce el maracuyá con el nombre de **Purple Passion Fruit** o **Yellow Passion Fruit**, Según sea el purpúreo o amarillo.

MARACUYA AMARILLO (*Passiflora edulis*, var. *Flavicarpa* Degener).- La planta es una vigorosa enredadera, perenne y de rápido desarrollo. El tallo es de sección cilíndrica, con numerosos zarcillos y coloración verde morada.

Las hojas son alternas, estipuladas, con peciolo provistos de dos pequeños nectarios cerca de la inserción del limbo. El limbo es aserrado, trilobulado, ocasionalmente entero de forma aovada, de color verde oscuro en el haz y verde claro en el envés, su longitud oscila entre 16 u 18 cm. Las nervaduras son pronunciadas en ambos lados del limbo.

Las flores son hermafroditas, solitarias, axilares, con verticilios libres compuestos de cinco piezas cada uno (pentámeros). El pedúnculo tiene dos grandes brácteas dentadas y permanentes. Los sépalos son verdes, oblongos, de 3 a 3.5 cm. de largo, y de 1 cm. de ancho. Los pétalos son

blancos, oblongos de 2 a 2.5 cm. de largo y 5 a 7 mm. de ancho. Del centro de la flor emerge una columna o androginóforo en donde se encuentran los estambres y el pistilo. Los estambres tienen filamentos cortos, anteras bien desarrolladas y están ubicadas en un plano inferior a los óvulos insertos en tres placentas parietales; el estilo es muy corto y termina en tres estigmas largos que pueden ser erectos o curvados.

El fruto es una baya esférica, ovoide o elipcoidal, de exocarpo duro y mesocarpo seco, que a llegar a la madurez completa se arruga; alcanza hasta 10 cm. de largo y 6 cm. de diámetro; cuando madura toma una coloración amarillo canario o ligeramente anaranjada y se desprende conjuntamente con el pedúnculo.

Las semillas están rodeadas de un arilo amarillento de sabor ácido y aromático muy agradable; son planas, ovoides, de color marrón y su número varia entre 100 y 200 semillas por fruto.

2.- FISIOLOGIA

1.- FLORACIÓN

La floración depende de la variedad, temperatura y época del trasplante. Se inicia generalmente a los 7 meses de edad en las zonas calurosas, y se retarda gradualmente hasta los 14 meses en las menos calurosas. El periodo de floración dura aproximadamente cinco meses: de octubre a enero en la selva (Chanchamayo) y de enero a mayo en la costa central (La Molina), produciendo el primer año de 30 a 200 flores.

Las flores del maracuyá amarillo abren entre las 13:00 y 18:00 horas y cierran durante la noche y en la mañana siguiente. El estigma es receptivo y

el polen es viable el día que la flor abre, presentando mayor receptividad cuando el estilo está curvado.

2.- POLINIZACIÓN

El maracuyá es una planta típica de polinización cruzada, autoincompatible. La polinización es por insectos, por que las flores son grandes, atractivas, con abundante aroma y néctar; los granos del polen son grandes y pegajosos. De esta polinización depende en gran parte la fructificación.

La polinización depende principalmente de: los insectos, la humedad del estigma y la curvatura del estilo.

3.- CULTIVO

El maracuyá tiene un amplio rango de adaptabilidad en cuanto a suelo y clima, pero no por eso dejan de influir en forma preponderante estos factores sobre el rendimiento, tamaño y calidad de la fruta cosechada. Otros factores también de importancia son la polinización y el abonamiento.

En cambio la poda parece tener un papel de segunda importancia.

1.- CLIMA

El maracuyá amarillo prefiere clima cálido tropical o sub – tropical; sin embargo, crece bien en un clima templado retardando su inicio de producción. El maracuyá purpúreo prefiere climas templados y fríos, y se vuelve susceptible a las enfermedades en climas tropicales o sub- tropicales.

El crecimiento óptimo se realiza a los 27° C, y la temperatura media anual apropiada para el maracuyá oscila de 22 a 32° C. la planta crece continuamente a temperaturas cercanas al límite superior expuesto. Así, en Hawai crece continuamente a excepción de los meses que siguen a la cosecha.

Se puede cultivar a temperaturas algo menores de 22°C, pero el cultivo se hará más tardío, a no ser que se logre clones o selecciones adaptados a esas condiciones. El maracuyá amarillo prospera bien en altitudes que van desde el nivel del mar hasta los 900 m.s.n.m; a mayores alturas las plantas son menos vigorosas y la producción baja notablemente.

Crece casi todo el año, salvo un corto período después de la cosecha. En la selva necesita una precipitación pluvial uniforme y razonablemente abundante, pero que en suelos pesados no debe pasar de 2.125 mm. anuales para no tener problemas de enfermedades radiculares y de fructificación que obligarían a drenar los suelos.

Tolera bien la sequía, pero si ésta es prolongada, retarda considerablemente su desarrollo y fructificación.

En base de la experiencia actual, el maracuyá amarillo es recomendable para la costa peruana desde Tumbes hasta Chíncha y para la selva en general, salvo terrenos pantanosos o inundables. El maracuyá púrpúreo es recomendable para los valles interandinos y partes altas de ceja de selva.

Actualmente hay plantas que están desarrollándose bien en los valles costeros de Piura, Lambayeque, La Libertad, Ancash, Lima e Ica; y en la selva.

Por ser una enredadera arbustiva con ramas herbáceas débiles, en los lugares ventosos, es necesario sembrar cortinas rompevientos con arboles de rápido desarrollo.

Estas cortinas deben establecerse a más tardar en la misma fecha que se haga la siembra del maracuyá.

2.- SUELOS

El maracuyá amarillo requiere de suelos ricos en materia orgánica, fértiles, profundos, con buen drenaje, y con un PH entre 5.5 y 8.2. En los suelos con problemas de drenajes, el exceso de humedad puede favorecer el desarrollo de enfermedades radiculares.

El maracuyá tiene la característica de tolerar la salinidad de los suelos, lo cual permite utilizar esta planta en suelos moderada o fuertemente salinos, como se puede comprobar en plantas sembradas en el balneario de San Bartolo (45 Km. al sur de Lima), en la playa las Delicias (Trujillo) y en la irrigación de Santa Rosa (Sayán). Es necesario resaltar que en los primeros dos lugares citados difícilmente crecen otras plantas.

El maracuyá amarillo es muy resistente a nemátodes (gusanos) del nudo de la raíz.

3.- VARIEDADES

Se conocen dos variedades del maracuyá bien definidas, la amarilla y la purpúrea, de las que hemos tratado en la parte referente a la Botánica. El maracuyá amarillo es recomendable para lugares cálidos, tropicales y sub-tropicales, es por eso que es recomendable para la costa norte, costa central y selva, mientras que el maracuyá purpúreo es recomendable para climas templados, y se aclimata en los valles interandinos y parte alta de la ceja de selva.

4.- COSECHA Y RENDIMIENTO

La planta de maracuyá rinde su primera cosecha comercial antes del año en las zonas tropicales y después del año en las zonas templadas (costa central).

La época de mayor cosecha varía según las zonas; en la selva, de diciembre a marzo, y en la costa, de marzo a junio. La cosecha también puede variarse con el cambio del régimen de riego y la época de trasplante.

La cosecha se hace recogiendo en cajones o canastas los frutos maduros caídos al suelo, y los que estén amarillando en la planta.

La recolección debe hacerse una o dos veces por semana.

Los frutos no deben quedar mucho tiempo en el suelo porque se malogran.

En la cosecha debe tenerse en cuenta las siguientes precauciones:

1. Sólo cosechar los frutos que han alcanzado el color amarillo o verde – amarillo. Los frutos verdes caídos deben separarse de los anteriores para hacerlos madurar en el depósito durante 2 o 3 días. La caída fisiológica de los frutos inmaduros puede evitarse con aspersiones de la hormona Duraset 20 M.
2. Los frutos cosechados pierden peso rápidamente y se arrugan por desecamiento, siendo recomendable por esto, someterlos a procesamiento o consumirlos lo antes posible.
3. En climas lluviosos puede haber pérdidas en el depósito, debido a enfermedades. Para evitar esto, debe estar el depósito en un lugar fresco, bien ventilado y el piso bien seco.

El rendimiento varía mucho de acuerdo al clima, suelo, cuidados, variedad usada. En suelos fértiles y calurosos el rendimiento de una plantación puede llegar hasta 30 toneladas por hectárea, pero en condiciones

muy poco favorables puede bajar a 5 toneladas por hectárea. Un buen rendimiento puede considerarse a partir de 10 toneladas. El número de frutos por planta de dos años puede variar desde 120 hasta 500, y de 10 a 30 kilogramos.

CUADRO 7

RENDIMIENTOS DE PRODUCCION ACTUALES

CULTIVO	RENDIMIENTO (POR HA)	RENDIMIENTO (POR HA)	%DE ACEITE	RENDIMIENTO (POR HA)
Algodón	1840	1104	20	221
Maracuyá	20000	3000	21	630

REFERENCIA 29

En el cuadro 7, es muestra comparativamente el rendimiento de aceite de maracuyá y de algodón por hectárea cosechada, considerando para cada caso sus respectivos porcentajes. Se nota claramente la superioridad del rendimiento de aceite por hectárea cosechada, que es de aproximadamente 300%. Esto es debido a la mayor cantidad de maracuyá presente por área de cultivo.

5.- PRODUCCIÓN

La producción de maracuyá ha tenido un crecimiento considerable en los últimos años, principalmente debido a la utilización es la elaboración de jugo que es rico en vitamina C, parte del cual está destinado al mercado externo, siendo altamente apreciado por los países del medio oriente. Dicha exportación se realiza principalmente Israel.

Los datos que se obtuvieron del Ministerio de Agricultura son del periodo 1980 – 1984, como se podrá apreciar en éste periodo hubo un rápido crecimiento en la producción pero este grado de crecimiento disminuye ligeramente en los últimos años.

Para la obtención de los datos de los últimos años se recurrió a los productores de jugo de maracuyá, ya que el Ministerio de Agricultura no posee estadísticas recientes.

En el cuadro 8 se muestra la producción de maracuyá en el periodo 1980 – 1984 en forma total, mientras en el cuadro 9, se muestra la producción del departamento de Lambayeque.

CUADRO 10

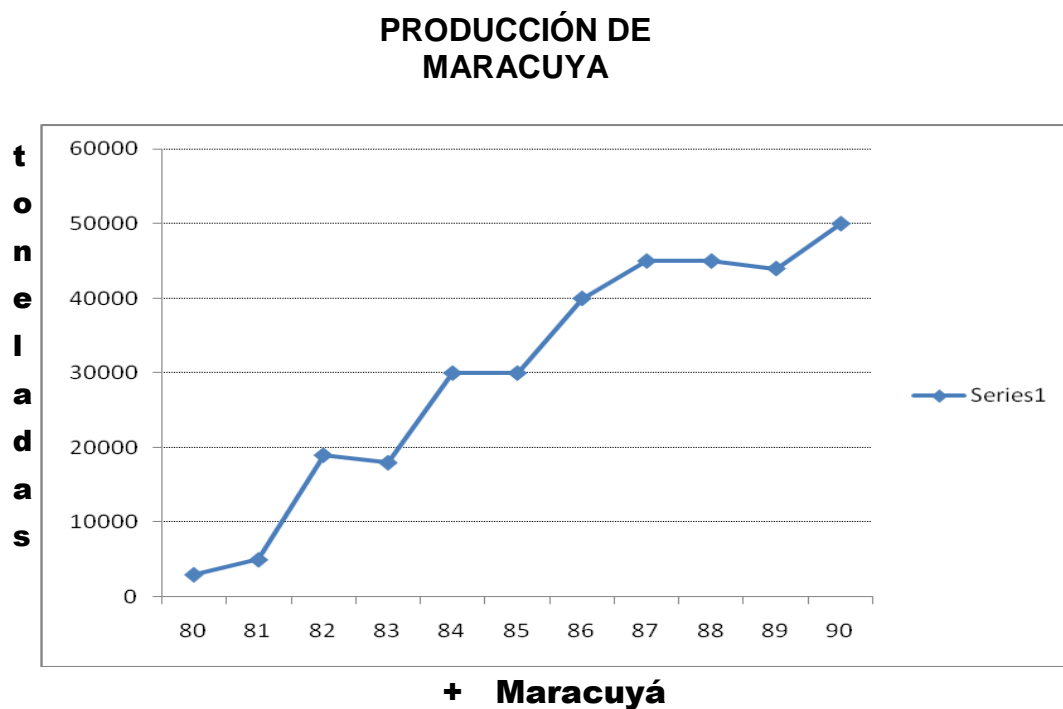
PRODUCCION DE MARACUYA EN TM

AÑO	1980	1981	1982	1983	1984
PRODUC.	3301	8201	20674	19536	27620

PERIODO 1985 – 1990

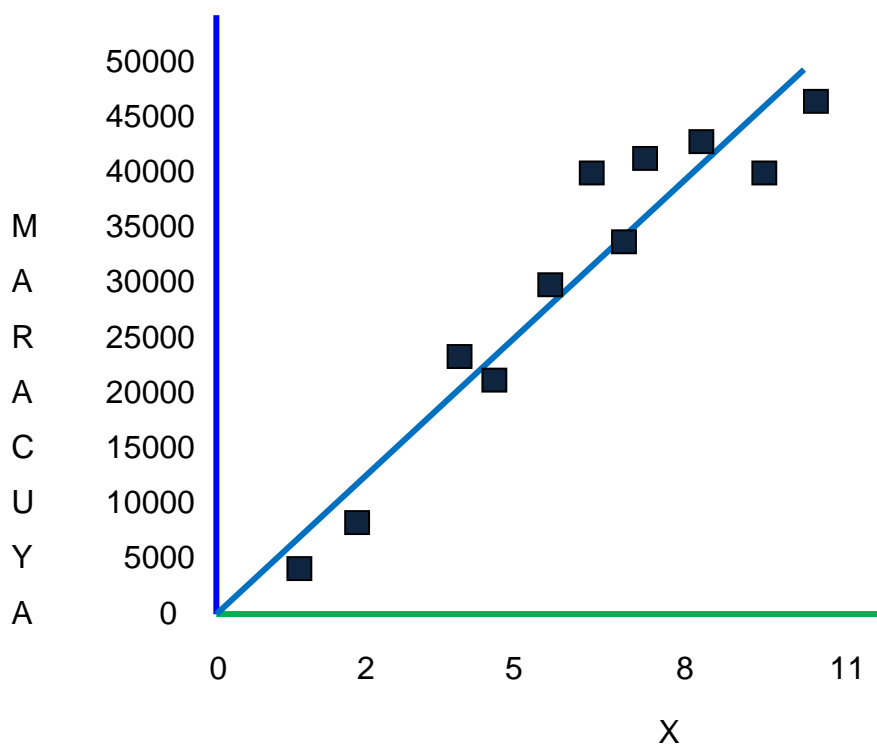
AÑO	1985	1986	1987	1988	1989	1990
PRODUC.	30300	39900	43100	45000	43200	49900

Estos datos se pueden observar en la gráfica 4, en donde se observa la forma en que se ha incrementando la producción de maracuyá con un ligero estancamiento en los últimos años.



En el gráfico 5, se observa la recta que se obtiene al hacer una primera proyección en base e una regresión lineal, en este caso se obtiene un coeficiente de correlación de 0.972.

PRODUCCIÓN DE MARACUYA



Los datos obtenidos de esta proyección para el periodo 1991 – 2000 se pueden observar en el cuadro 11, que se muestra a continuación.

CUADRO 11

PRODUCCION DE MARACUYA EN TM

AÑO	1991	1992	1993	1994	1995
PRODUC.	57632	62227	66821	71415	76010
AÑO	1996	1997	1998	1999	2000
PRODUC.	80604	85198	89793	94387	98981

Se realizó una segunda proyección de la producción de maracuyá en base a un análisis de las tasas de crecimiento.

Los datos del periodo 1980 – 1984, demuestran que el cultivo de maracuyá tuvo una tasa de crecimiento del orden del 70.1%, la misma que se puede considerar como una tasa explosiva y este valor no se puede considerar para realizar la proyección de la producción en el periodo de diseño.

En el periodo 1985- 1988, la tasa de crecimiento es de 14%, la cual es mucho menor que la observada en los años anteriores.

Para el periodo 1985 – 1990, la tasa de crecimiento es del orden del 10.5%, y en el periodo 1987 - 1990, la tasa de crecimiento el de 5% que es la menor en el periodo de análisis, con ésta tasa se realizó una proyección de la producción de maracuyá, la cual se muestra en el cuadro 12 – A.

CUADRO 12 –A

PRODUCCION DE MARACUYA EN TM

AÑO	1991	1992	1993	1994	1995
PRODUC.	52388	55007	57758	60646	63678
AÑO	1996	1997	1998	1999	2000
PRODUC.	66862	70205	73715	77401	81271

Considerando la tasa de 10% como moderada y las posibilidades de incremento de penetración en el mercado del medio oriente, se ha considerado dicha tasa para la proyección de la futura producción y demanda, al igual que se produjo el ingreso en el mercado europeo y del medio oriente de productos tales como mango, granada, mandarina, naranja,

etc., dicho incremento se ve favorecido por la utilización de la semilla, en gran escala.

En el cuadro 12-B, se muestran los datos obtenidos para el periodo 1991 – 2000, los cuales se obtuvieron aplicando la tasa de crecimiento de 10.0%.

CUADRO 12 – B

PRODUCCION DE MARACUYA EN TM

AÑO	1991	1992	1993	1994	1995
PRODUC.	52388	60379	66417	73059	80364
AÑO	1996	1997	1998	1999	2000
PRODUC.	88400	97240	106964	117661	129427

Los datos de los cuadros 10 y 11 se pueden apreciar en el gráfico 6, y los datos de los cuadros 10 y 12 se pueden observar en el grafico 7 que se muestra a continuación.

GRAFICO Nº 6

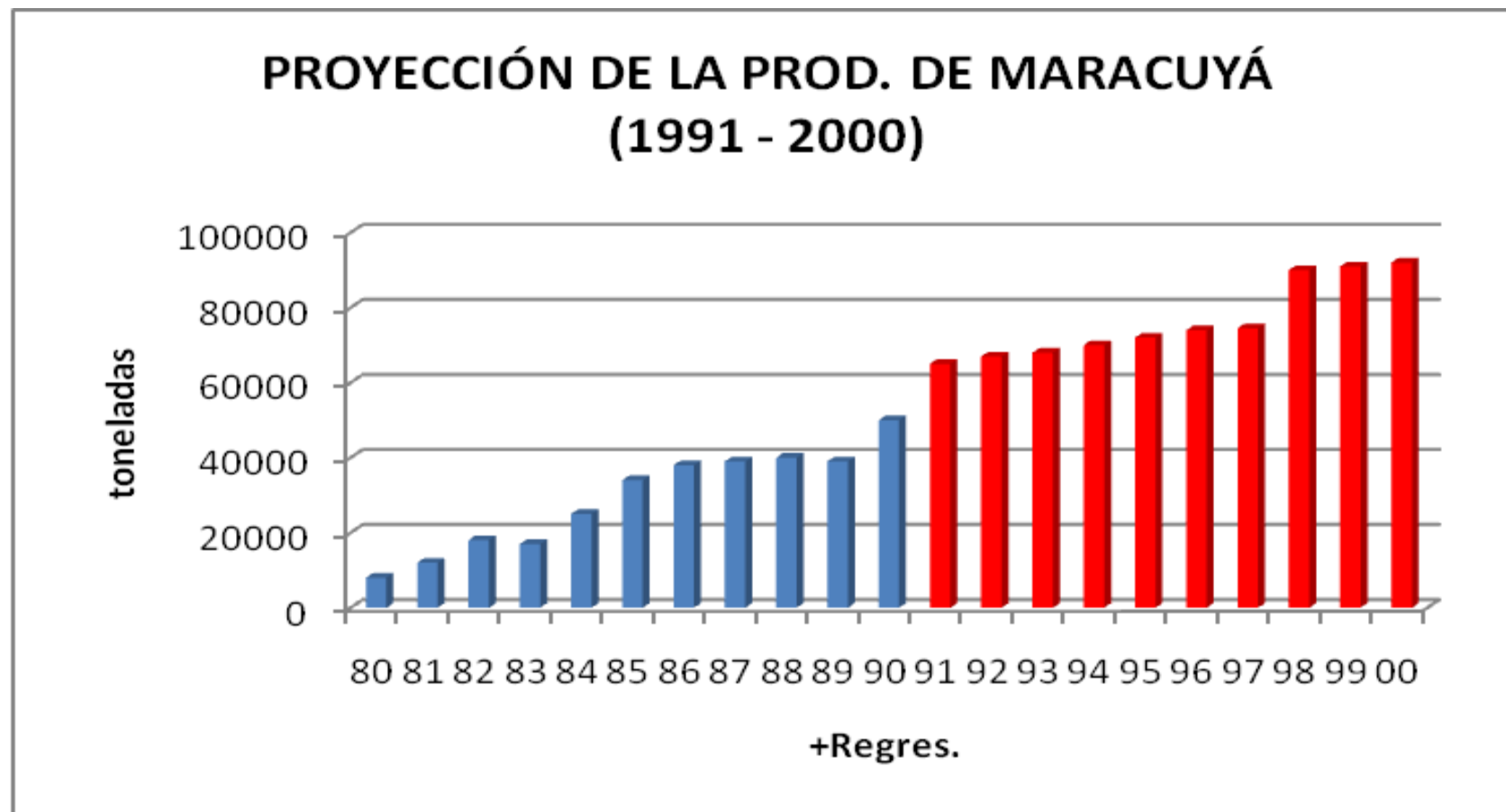
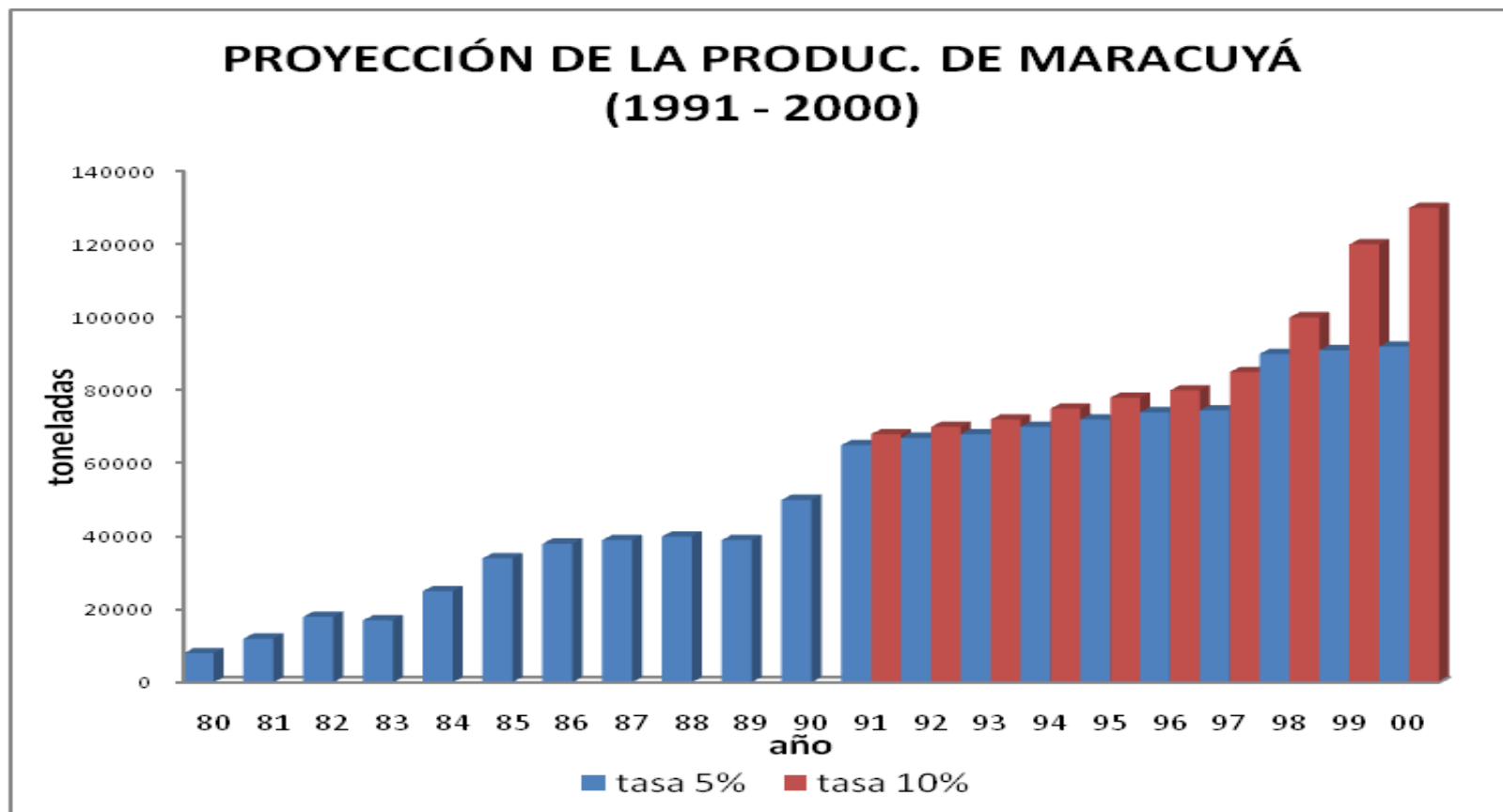


GRAFICO Nº 7



IV. LOCALIZACIÓN Y TAMAÑO

DE LA PLANTA

A.- UBICACIÓN

La materia prima son las semillas del maracuyá, las cuales son obtenidas como subproducto por las compañías que extraen el jugo.

Las dos compañías principales en este ramo son “Frutos del País” y “Jugos Selva” y sus plantas para la extracción de jugo de maracuyá están localizadas en ambos casos en Lima. Es pues conveniente que la planta para la extracción del aceite esté localizada en Lima por la disponibilidad de la materia prima.

En la zona industrial de Zárate (lugar donde está ubicada la planta de Frutos del País) existen lotes donde se podría ubicar la planta con la ventaja de que se cuenta con la disponibilidad de energía eléctrica que se utilizará en gran medida para el funcionamiento de los molinos, los expelers, el agitador y las bombas. Así como de agua para el tratamiento térmico de la semilla (cocinado), los intercondensadores del sistema de vacío, el enfriamiento del aceite y para la caldera.

B.- TAMAÑO

Como se mencionó en el capítulo II (gráfico N° 2) la importación mínima de aceite fue de 40,000 TM de aceite vegetal, esta es la cantidad de aceite que se debe cubrir para satisfacer la demanda nacional.

Para determinar el tamaño de la planta se debe considerar fundamentalmente la proyección de la producción de maracuyá, como se

observa en el cuadro 12 – B la producción de maracuyá para 1,994 será de 73,059 toneladas. El diseño se basará en el 50% de la producción, lo que corresponde a 36,529 toneladas.

La planta funcionará al 100% de su capacidad de diciembre a julio, 6 días por semana (200 días de operación), con lo cual se procesará 28 toneladas de semilla por día y se refinará 5 toneladas de aceite crudo.

En los meses restantes debido a la disponibilidad de materia prima, se trabajará en un punto cercano al de equilibrio.

La planta consiste de dos secciones: una de extracción y otra de refinación. La sección de extracción funcionará las 24 horas del día, mientras que la sección de refinación funcionará en un batch de 10.5 horas.

La capacidad de la planta puede ser fácilmente ampliada ya que espera que luego de 10 años de operación la disponibilidad de materia prima sea el doble.

Debido a la actual situación de abastecimiento de energía eléctrica, se considerará la implementación de un grupo electrógeno, con lo cual disminuye ligeramente la rentabilidad del proyecto.

C.- CAPACIDAD DE LA PLANTA

La planta se divide en dos secciones. La sección de extracción y la sección de refinación.

La sección de extracción tiene una capacidad de procesamiento de 28 toneladas de semilla de maracuyá por día en forma continua.

La sección de refinación tiene una capacidad de refinación de 5 toneladas de aceite crudo en un turno de 10.5 horas, distribuidas de la siguiente manera:

Carga del neutralizador.....	1/2 hora
Calentamiento del aceite.....	1/2 hora
Neutralización.....	1 hora
Lavado del aceite.....	1 hora
Secado.....	1 /2 hora
Decoloración.....	1/2 hora
Filtración.....	1 hora
Carga del desodorizador.....	1/2 hora
Calentamiento del aceite.....	1 hora
Desodorización.....	3 horas
Enfriamiento y almacenaje.....	1 hora

La sección de refinación puede procesar hasta 3 cargas por día, ya que la refinación se realiza en dos tanques independientes. En el primer tanque se realiza la neutralización, lavado, secado y decoloración; mientras que en el segundo se realiza la desodorización. Mientras una carga a pasado por el primer tanque y se encuentra en el desodorizador, otra carga puede ingresar al primer tanque y ser neutralizada simultáneamente, con lo que se puede lograr la refinación de 3 cargas por día.

1. DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA

Para determinar los requerimientos de las obras civiles y de la dimensión del terreno, realizamos la distribución de las principales secciones que posee la planta:

SECCION	MTS=
- Guardianía.....	10
- Silo de semillas.....	20
- Almacén de suministros y producto envasado.....	150
- Extracción.....	40
- Refinación.....	100
- Envasado.....	40
- Laboratorio.....	50
- Oficinas de administración.....	50
- Calderas.....	30
- Tanques de almacenamiento.....	70
- Espacios libres.....	210

Para economizar terreno, sobre las oficinas de administración en el segundo piso, se ubicará el laboratorio. El terreno necesario será de 900 m² y las obras civiles abarcarán 440 m².

V.- INGENIERIA DEL PROYECTO

A.- TECNOLOGIA GENERAL

1.- MATERIA PRIMA

La materia prima utilizada para la extracción de aceite son las pepitas de maracuyá, las cuales son descartadas en la elaboración de jugos y se encuentran limpias.

1.1.- COMPOSICIÓN DEL FRUTO.-

Cáscara.....	40.0%
Semilla.....	15.0%
Pulpa.....	8.2%
Jugo.....	36.8%

1.2.- COMPOSICIÓN DE LA CASCARÁ.-

Humedad.....	88.31%
Proteínas.....	4.38%
Ext. Etéreo.....	0.50%
Cenizas.....	6.00%
Hidratos de carbono.....	0.41%

1.3.- COMPOSICIÓN DE LA SEMILLA.-

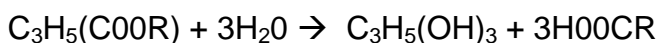
Humedad.....	20.50%
Aceite	21.30%
Proteínas.....	12.69%
Hidratos de carbono.....	43.81%
Cenizas.....	1.70%

La dureza de la semilla es similar a la de la pepita de algodón.

2.- ANÁLISIS DE GRASAS Y ACEITES

2.1.- ACIDEZ.-

La presencia natural de acidez libre en las grasas, es decir, de ácidos grasos no combinados, es el resultado de la hidrólisis de alguno de los triglicéridos, que se producen de acuerdo a la siguiente reacción:



La acidez o cantidad de ácidos grasos libres en una grasa o productos derivados puede expresarse en diversas formas. Así cuando se trata de aceites comestibles es conveniente expresar la acidez en % de ácidos grasos libres contenidos. Los cálculos se hacen generalmente sobre la suposición de que el peso molecular del ácido libre es igual al del ácido oléico.

Hay algunas excepciones a la regla de indicar la acidez de las grasas como ácido oléico. La acidez de los aceites de palma y coco y de las semillas de palma, se expresan corrientemente en términos del ácido palmítico y de ácido laúrico respectivamente, puesto que éstos predominan en esos tipos de aceite.

DETERMINACIÓN DE ÁCIDOS GRASOS LIBRES (método de la American Oil Chemistry Society AOCS).-

REACTIVOS:

- Alcohol Etílico al 95%.-
- Hidróxido de sodio 0.1N y 0.25N
- Fenolftaleína al 1% en alcohol de 95%

CANTIDAD DE MUESTRA Y DE ALCOHOL Y CONCENTRACION DE ALCALINOS REQUERIDOS PARA LA DETERMINACION DE ACIDOS GRASOS LIBRES

Ácidos grasos libres %	Cantidad de muestra grs.	Cantidad de alcohol c.c.	Concentración de álcali N.
0.0-0.2	56. 4± 0.2	50	0.1
0.2-1.0	28. 2± 0.2	50	0.1
1.0-30	7.05± 0.0.5	75	0.25
30-50	7.05± 0.0.5	100	0.25 ó 1.0
50-100	3.525± 0.001	100	1.0

PROCEDIMIENTO:

Pesar la cantidad designada de aceite en un matraz Erlenmeyer, añadir la cantidad determinada de alcohol caliente, neutralizado, y 2 cc de fenolftaleína (al 1% en alcohol de 95%). Valorar con solución de NaOH 0.1N agitando vigorosamente, hasta la aparición del primer color rosa. El color debe persistir durante 30 segundos.

CALCULOS:

$$\% \text{ AGL (como oléico)} = \frac{\text{cc de álcali} \times N \times 28.2}{\text{grs. de muestra}}$$

$$\% \text{ AGL (como laúrico)} = \frac{\text{cc de álcali} \times N \times 20.2}{\text{grs. de muestra}}$$

$$\% \text{ AGL (como palmítico)} = \frac{\text{cc de álcali} \times N \times 25.6}{\text{grs. de muestra}}$$

2.2.- PEROXIDOS.-

Las grasas al igual que otras sustancias no saturadas, sufren una oxidación espontanea por el oxígeno atmosférico.

El resultado de una prolongada oxidación de las grasas es el desarrollo de una rancidez acompañada de una pérdida de palatabilidad y el comienzo de olores y sabores no deseables.

Aunque el deterioro de las grasas puede provenir de otras causas distintas a la oxidación, tal como la acción de enzimas o microorganismos, la oxidación es la causa más importante desde un punto de vista práctico; la luz, el calor, y ciertas impurezas, tales como agua y metales, aceleran esta acción.

Muchos investigadores han estudiado los métodos de obtención del comienzo de la rancidez y valoración de resistencias de las grasas a la rancidificación, que generalmente se denomina estabilidad de las grasas.

Durante las primeras fases de la oxidación de una grasa, hay un pequeño o ningún cambio aparente en la composición, sabor, u olor, mientras que hay un lento pero gradual aumento en la concentración de los peróxidos, éste periodo se denomina con frecuencia periodo de inducción, cuya duración está relacionada con la resistencia de la grasa a la oxidación. El segundo periodo sigue directamente al primero y presenta un estado en el que tiene lugar rápidamente la oxidación, se desarrolla la rancidez y los olores y sabores asociados con ella y el contenido de peróxido aumenta en proporción acelerada.

Los métodos corrientemente empleados para evaluar el estado existente de una grasa, implica la estimación cuantitativa del contenido de uno o mas de los productos de oxidación, tales como peróxidos, aldehídos o cetonas. se supone que existe una correlación entre la concentración de los productos de oxidación y el grado que ha progresado la oxidación.

Determinación del Índice de Peróxido (Método de la AOCS).-

El presente método determina todas las sustancias en términos de miliequivalentes de peróxidos por mil gramos de muestra, que oxidan el yoduro de potasio, bajo las condiciones del ensayo. Estos son considerados como peróxidos o cualquier otro producto similar de la oxidación de las grasas.

APARATOS:

- Pipeta volumétrica de 0.5 ml.
- Frasco Erlenmeyer con tapa de vidrio esmerilado de 250 ml.
- Papel de filtro Whatman nº 4.

REACTIVOS:

- Solución de ácido acético y cloroformo 3.2 V/V
- Solución saturada de yoduro de potasio en agua destilada recientemente hervida y enfriada. Se asegura que la solución sea saturada como lo indicará la presencia de cristales no disueltos. Se guarda en un frasco oscuro.

Se ensaya diariamente por adición de 2 gotas de solución de almidón indicador a 0.5 ml de solución de yoduro de potasio en 30 ml de solución de ácido acético y cloroformo.

Si se forma un color azul que requiere más de una gota de tiosulfato de sodio 0.1N para desaparecer, se debe descartar la solución de yoduro y utilizar solución fresca.

- Solución de tiosulfato de sodio 0.1N exactamente titulada (ver índice de yodo – Normalización de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$).
- Solución de tiosulfato de sodio 0.01N, exactamente valorada. Esta solución puede ser preparada así: se pipetea 100 ml de solución de tiosulfato de sodio 0.1N, se introduce en un frasco volumétrico de un litro y se diluye con agua destilada recién hervida y enfriada.
- Solución indicadora de almidón: 1% de almidón soluble en agua.

PROCEDIMIENTO:

Se pesan 5.0 ± 0.05 g de muestra, se introducen en el frasco Erlenmeyer. Adicionar 30 ml de solución de ácido acético y cloroformo, disolver cuidadosamente la muestra, agregar 0.5 ml de solución saturada de yoduro de potasio.

Agitar la solución y dejar en reposo durante sesenta segundos agitando de vez en cuando durante este periodo, luego se agrega 30 ml de agua destilada y se titula con solución de tiosulfato de sodio 0.1N, agregándolo gradualmente y con agitación vigorosa. Se continúa la titulación agitando vigorosamente hasta que el color amarillo haya casi desaparecido. Se continúa la titulación agitando cerca del punto final para liberar todo el yodo de la solución de cloroformo sedimentado. Se agrega el tiosulfato gota a gota hasta que el color azul desaparezca.

Si la titulación es menor que 0.5 ml se repite la determinación usando la solución de tiosulfato de sodio 0.01N.

Simultáneamente una determinación en blanco no debe exceder de 0.1 ml de solución de tiosulfato de sodio 0.1N.

CALCULOS:

$$\text{Índice de Peróxido (meq/kg)} = \frac{M \times N \times 1000}{\text{Peso de muestra}}$$

Peso de muestra

donde:

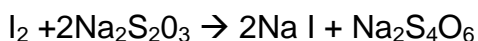
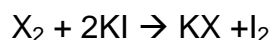
M = ml de tiosulfato de sodio usado en la titulación.

N = normalidad de la solución de tiosulfato de sodio.

2.3.- INDICE DE YODO: (método de Wijs).-

La determinación del índice de yodo en grasas que contienen enlaces dobles, se basa la absorción de halógenos bajo condiciones elegidas, para provocar resultados estequiométricos.

Como agentes de halogenación se emplea corrientemente, el yodo, el monocloruro o el monobromuro de yodo, aunque los resultados se expresan en términos de yodo (centigramos de yodo por gramos de grasa) independientemente de halógeno o combinación de halógenos empleados. El procedimiento general implica la adición de un exceso de halógeno a la muestra, reducción de éste exceso de yoduro de potasio y, por último, valoración con solución estándar de tiosulfato, empleando almidón como indicador. Estas reacciones tienen lugar de acuerdo con las siguientes ecuaciones:



Es una medida de la no saturación.

APARATOS:

- Frascos Erlenmeyer con tapa esmerilada de 500 ml.
- Una fiola de 1000 ml con tapa esmerilada.
- Una pipeta de 20 ml.
- Dos pipetas de 25 ml (una de las pipetas se reserva para usar con la solución de bicromato de potasio).
- Papel de filtro whatman N° 41 o equivalente.

REACTIVOS:

- Tetracloruro de carbono, grado reactivo para análisis, puro y seco.
- Bicromato de potasio, grado reactivo para análisis. Antes de usarlo el bicromato de potasio se muele finamente y se seca a peso constante a una temperatura de 110°C.
- Solución de yoduro de potasio al 25%.- La solución debe ser preparada para uso inmediato con agua destilada.
- Solución indicadora de almidón.- Se hace una pasta homogénea con 10 g de almidón soluble y agua destilada fría.

Se agrega un litro de agua destilada hirviendo, se agita rápidamente y se enfría. Se puede agregar 1.25 g por litro de ácido salicílico para preservar la solución. Si se requiere almacenarla mucho tiempo debe guardarse en una refrigeradora a una temperatura de 4 a 10°C. Se debe preparar una solución fresca cuando no es preciso el punto final de la titulación de azul incoloro.

- Solución patrón de bicromato de potasio 0.1N.- Se disuelve 4.9035 g de $K_2Cr_2O_7$ en agua destilada en el frasco volumétrico de 1000 ml y se lleva hasta ese volumen a una temperatura de 20°C.
- Solución de tiosulfato de sodio 0.1N.- Se disuelve 24.8 g de tiosulfato de sodio en agua destilada y se disuelve hasta 1 litro.

NORMALIZACION: Se mide con la pipeta 25 ml de la solución patrón de bicromato de potasio al frasco de vidrio. Se agrega 5 ml de ácido clorhídrico y 10 ml de la solución de yoduro de potasio y se hace rotar para mezclarlos. Se deja reposar durante 5 minutos y luego se agrega 100 ml de agua destilada. Se titula con la solución de tiosulfato de sodio agitando continuamente hasta que el color amarillo desaparezca casi totalmente. Se agrega 1 o 2 ml del indicador almidón y se continúa la titulación, agregando

lentamente la solución de tiosulfato hasta el momento en que desaparece el color azul. La potencia de la solución de tiosulfato se expresa en términos de su normalidad.

Normalidad de la solución de tiosulfato de sodio:

$$N[\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3] = \frac{2.5}{\text{ml de solución de tiosulfato de sodio}}$$

- Solución de Wijs.- Se disuelve 14 grs de yodo en un litro de ácido acético glacial. Si es necesario, se calienta suavemente. Se enfría y se saca una pequeña cantidad (de 100 a 200 ml) dejándola separada en un lugar frío para usos futuros. Se pasa gas de cloro seco en la solución de yodo remanente hasta que se haya casi doblado la titulación original. Hay un cambio de color característico en la solución de Wijs, cuando se ha agregado la cantidad de color deseada, esto puede servir para juzgar el momento en que se ha llegado al punto final. Un procedimiento conveniente es el agregar un exceso de cloro y regresar a la titulación deseada agregando un poco de la solución original de yodo que se ha dejado separada al principio. La solución de yodo original y la solución final de Wijs, se titulan con la solución de tiosulfato de sodio, tal como se indica a continuación: después de sacar los frascos del reposo agregar 20 ml de la solución de yoduro de potasio 15%, luego 100 ml de agua destilada, titular con tiosulfato de sodio 0.1N agregándolo gradualmente y con constante y vigorosa agitación, continuar la titulación hasta que el color amarillo haya casi desaparecido. Agregar 0.5 ml de almidón indicador y continuar la titulación hasta que el color azul desaparezca.

PROCEDIMIENTO:

- Si la muestra no está completamente líquida, se funde (la temperatura durante el fundido y filtrado no debe exceder de 10 a 15°C al punto de fusión de la muestra) y se filtra a través de papel de filtro a fin de eliminar cualquier impureza y las últimas trazas de humedad. La muestra debe estar absolutamente seca. Todos los aparatos de vidrio en ésta prueba deben estar absolutamente limpios y secos.
- Se pesa con precisión la muestra en una pequeña cápsula de vidrio y se introduce en el frasco de 500 ml al cual se le ha agregado 20 ml de tetracloruro de carbono.

La tabla (de la pág. 43) es una guía conveniente para determinar la cantidad de muestra que se ha de pesar.

- Hacer que la muestra esté completamente disuelta y luego pipetear 25 ml de la solución de Wijs al frasco que contiene la muestra, agitar para asegurar una mezcla uniforme.
- Preparar y llevar a cabo 2 determinaciones en blanco con cada grupo de muestras simultáneamente y similar en todos los aspectos.
- Guardar los frascos en un lugar oscuro por 30 minutos en la temperatura del cuarto ($25 \pm 5^\circ\text{C}$). para muestras con I.I. mayor de 150, guardar la muestra en la oscuridad una hora.
- Sacar los frascos de su reposo y luego agregar 20 ml de yoduro de potasio (solución al 15%), luego 100 ml de agua destilada.
- Titular con tiosulfato de sodio 0.1N agregándolo gradualmente y con constante y vigorosa agitación. Continuar la titulación hasta que el color amarillo haya casi desaparecido. Agregar 0.5 ml de

almidón indicador y continuar la titulación hasta que el color azul justamente desaparezca.

CALCULOS:

$$\text{I.I.} = \frac{(B - M) \times N \times 12.69}{\text{Peso de muestra}}$$

Donde: B = gasto del blanco

M= titulación de la muestra

N = normalidad de la solución de tiosulfato de sodio

I.I. = índice de yodo

PESO DE LA MUESTRA PARA LA DETERMINACION DEL INDICE DE YODO

INDICE DE YODO	PESO DE LA MUESTRA (g)		
	100% exceso	150% exceso	precisión
menos de 3	10.0	10.0	± 0.001
3	10.576	8.4613	± 0.005
5	6.346	5.0770	± 0.0005
10	3.1730	2.5384	± 0.0002
20	1.5865	0.8461	± 0.0002
40	0.7935	0.6346	± 0.0002
60	0.5288	0.4231	± 0.0002
80	0.3966	0.3173	± 0.0001
90	0.3528	0.2822	± 0.0001
100	0.3173	0.2538	± 0.0001
110	0.2886	0.2309	± 0.0001
120	0.2644	0.2115	± 0.0001
130	0.2442	0.1954	± 0.0001
140	0.2266	0.1813	± 0.0001
150	0.2116	0.1693	± 0.0001
160	0.1983	0.1587	± 0.0001
170	0.1868	0.1494	± 0.0001
180	0.1762	0.1410	± 0.0001
190	0.1671	0.1337	± 0.0001
200	0.1586	0.1269	± 0.0001
210	0.1547	0.1210	± 0.0001
220	0.1443	0.1155	± 0.0001

2.4.- COLOR: (Método Lovibond).-

El color característico de la mayor parte de las grasas y los aceites es predominantemente una mezcla de rojo y amarillo, y se debe en primer lugar a la presencia de pigmentos de tipo carotenoide; no obstante son frecuentes otras tonalidades incluyendo el azul, el verde y también el castaño. Este ultimo color se atribuye a la descomposición de constituyentes no grasos, particularmente proteínas. El color verde, algunas veces observado en el cebo y en el aceite de soya, proviene de la clorofila o componentes similares, el color azul visto con frecuencia en la manteca de cerdo es debido a la presencia de ciertos pigmentos específicos.

La mayor parte de los métodos existentes se basan en la comparación de la muestra con un tipo arbitrario o con una serie de matices e intensidades variables, tales métodos permiten la asignación de valores numéricos que tienen un significado relativo, pero que no proporcionan una adecuada descripción del color.

El procedimiento Lovibond, se emplea ampliamente en Inglaterra y Canadá, en realidad es probablemente el de más alta difusión en el mundo. El tintómetro Lovibond consta de un estuche de baquelita que contiene una serie de bastidores también de baquelita, en los que van alojados vidrios coloreados Lovibond de determinados índices de color. La muestra y los vidrios coloreados se ven simultáneamente a través de un monocular y los portaobjetos se manipulan de forma que los vidrios den la misma tonalidad.

APARATOS:

- Tintómetro de Lovibond.- Consta de un estuche de baquelita, en los que van alojados vidrios coloreados Lovibond, está provisto de un monocular que permite ver la muestra y los vidrios coloreados.
- Fuente de luz.- Luz fluorescente, tipo luz de día.
- Vidrios de color.- La mínima serie estándar consiste de los siguientes números de vidrios rojos y amarillos:

Rojo: 0.1, 0.2, 0.3, 0.4, 0.5, 0.6, 0.7, 0.8, 0.9, 1.0, 2.0, 2.5, 3.0, 3.5, 4.0, 5.0, 6.0, 7.0, 7.6, 8.0, 9.0, 10.0, 11.0, 12.0, 16.0, 20.0

Amarillo: 1.0, 2.0, 3.0, 5.0, 10.0, 15.0, 20.0, 35.0, 50.0

- Tubos para color.- Son de vidrio claro e incoloro con fondo plano y pulido y las siguientes dimensiones: longitud 154 mm. diámetro interno 19 mm, diámetro externo 22 mm. Los tubos están provistos de dos marcas, una indica una columna de aceite de 133.35 mm (5.25 pulg) y la otra indica una columna de 25.4 mm (1 pulg).
- Papel de filtro whatman N° 12.

PROCEDIMIENTO:

1.- Las muestras crudas y refinadas, deben ser tratadas con 0.5 g de tierra diatomácea oficial por 300 g de aceite.

Agregar la tierra y agitar 2 ½ minutos en 250 rpm a temperatura ambiente o sólo 10 a 15° C, sobre el punto de fusión de la grasa si es necesario, y filtrar a través de un papel. Los aceites blanqueados son suficientemente claros para la determinación de color.

2.- Ajustar la temperatura entre 25 y 35° C y llenar el tubo para color a la marca deseada. Si la muestra no es completamente líquida entre 25 y 35° C, calentar a una temperatura que no exceda los 10°C al punto de su completa fusión.

3.- Colocar el tubo que contiene la muestra en el colorímetro y colocar los vidrios amarillos y rojos como sea necesario para semejar el color del aceite, observando la muestra y los vidrios a través del monocular de acuerdo a lo siguiente:

A.- COLOR PARA ACEITE CRUDO:

- Aceites crudos claros.- Leer el color usando la apropiada relación de amarillo a rojo listado abajo:

Hasta 3.9 rojo	usar	6 amarillo
4.0 a 4.9 rojo	usar	25 amarillo
5.0 a 5.9 rojo	usar	30amarillo
6.0 a 6.9 rojo	usar	35 amarillo
7.0 a 7.9 rojo	usar	40 amarillo
8.0 a 10.0 rojo	usar	70 amarillo
11.0 a 14.9 rojo	usar	70 amarillo
15.0 a 19.9 rojo	usar	100 amarillo
Mas de 20.0 rojo	usar	150 amarillo

La lista anterior es sólo una aproximación de la combinación de colores que generalmente se presentan.

- Para aceites no comestibles.- Grasas, ácidos grasos, etc.

10 amarillo	para	1.0 a 3.5 rojo
35 amarillo	para	3.5 a 5.0 rojo
70 amarillo	para	más de 5.0 rojo

- Para aceites oscuros.- Si el color del aceite excede 40 rojo se llena el tubo hasta la marca de 25.4 mm y se hace la lectura bajo las mismas condiciones que para la marca 133.35 mm.

B.- COLOR PARA ACEITE REFINADO:

Usar 35 amarillo para aceite de algodón y coco.

70 amarillo para aceite refinado de soya.

No usar más de dos vidrios rojos hasta 13 rojo y no mas de tres vidrios rojos sobre 13 rojo.

C.- COLOR PARA ACEITES REFINADOS BLANQUEADOS:

La relación de amarillo a rojo usado en la determinación de color es como sigue:

- Aceite de Algodón, Coco y Maíz:
 - 10 amarillo para 1.0 a 3.5 rojo
 - 35 amarillo para 3.5 o más rojo
- Aceite de Coco y almendra de Palma:
 - 6 amarillo para 1.0 a 3.9 rojo
 - 10 amarillo para 1.0 a 3.0 rojo
- Aceite de Soya:
 - 10 amarillo para 1.0 a 3.5 rojo
 - 70 amarillo para 3.5 o más rojo
- Grasas, Ácidos Grasos, etc:
 - 10 amarillo para 1.0 a 3.5 rojo
 - 35 amarillo para 3.5 a 5.0 rojo
 - 70 amarillo para 5.0 o más rojo

2.5.- INDICE DE REFRACCIÓN.-

Es una constante adimensional, que depende del carácter y de l estado de la sustancia examinada. El índice de refracción se ha definido como una constante de composición a una temperatura y longitud de onda determinadas. Puesto que es una constante de la grasa es de utilidad tanto para la identificación como para análisis cuantitativo.

Bailey, hizo las generalizaciones siguientes acerca de la relación que existe entre el índice de refracción y la estructura y composición de los ácidos grasos y glicéridos.

- a) Los índices de refracción de los glicéridos simples son considerablemente más altos que los correspondientes ácidos grasos.

- b) Los índices de refracción tanto de grasas como ácidos grasos aumenta conforme aumenta la longitud de la cadena de hidrocarburos y el número de enlaces dobles en la cadena.
- c) Los índices de refracción de los glicéridos mixtos, están en general, próximos a los índices de las correspondientes mezclas de glicéridos sencillos.
- d) Los índices de refracción de los monoglicéridos son considerablemente más altos que los índices de refracción de los correspondientes triglicéridos.

Mientras que el índice de refracción está relacionado con la estructura molecular y la insaturación, para aun mismo tipo de aceite las variaciones debidas a ésta última son mayores que por otras causas. Por esta razón y porque el índice de refracción es fácil y rápidamente determinado es un medio apropiado para seguir el proceso de hidrogenación.

Del mismo modo es aplicable a otros procesos en los que un cambio significativo en el índice puede relacionarse con un cambio de carácter o composición del producto.

DETERMINACION DEL INDICE DE REFRACCION

DEFINICION:

El índice de refracción de una sustancia es la relación de la velocidad de la luz en un vacío a la velocidad de la luz en la sustancia. Para medidas prácticas, incluyendo este método, las escalas de los instrumentos patrón indican generalmente los índices de refracción respecto al aire en lugar de en el vacío.

El índice de refracción de aceites es característico dentro de ciertos límites para cada clase de aceite, es relacionado al grado de saturación pero es afectado por otros factores tal como el contenido de ácidos grasos libres, oxidación y tratamiento térmico.

APLICACIÓN:

Se emplea para todos los aceites y grasas líquidos normales.

APARATOS:

- Refractómetro.- Cualquier refractómetro equipado con la escala Abbe, Butyro o cualquier otro patrón. La temperatura del refractómetro debe ser controlada dentro de $\pm 0.1^{\circ}\text{C}$ y para este propósito es preferible que esté provisto con un baño de agua controlado termostáticamente y motor bomba para circular el agua a través del instrumento. El instrumento es estandarizado, siguiendo las instrucciones del fabricante, con un líquido de pureza e índice de refracción conocido, o con un prisma de vidrio de índice de refracción conocido. El agua destilada, el cual tiene un índice de refracción de 1.3330 a 20°C , es satisfactorio en algunos casos.

REACTIVOS:

- Tolueno, o algún otro solvente de grasa para limpiar los prismas.
- Papel para lente o algodón se recomienda para la limpieza de los prismas, a fin de no dañarlos.

PROCEDIMIENTO:

- Fundir la muestra, si no es líquida, y filtrar a través de papel de filtro para remover cualquier impureza y las últimas trazas de humedad. La muestra debe estar completamente seca.
- La temperatura del refractómetro se ajusta a 40.0°C para grasas y aceites ordinarios. Para muestras de alto punto de fusión usar una temperatura de 60.0°C .
- Asegúrese que los prismas estén limpios y completamente secos y luego colocar varias gotas de la muestra en el prisma inferior. Cerrar los prismas firmemente. Dejar la muestra por 1 ó 2 minutos o hasta que la muestra tenga la temperatura del instrumento.

- Ajustar el instrumento y la luz para obtener la más clara lectura posible y luego determinar el índice de refracción.

Tomar varias lecturas y calcular el promedio de todas.

NOTAS:

- Aproximadas correcciones de temperatura pueden hacerse por los siguientes cálculos:

a) Refractómetro Abbé:

$$R = R' + K (T' - T)$$

donde:

R = lectura la temperatura T

R' = lectura a la temperatura T'

T = temperatura estándar

T' = temperatura a la que se hace la lectura R'

K = 0.000365 para grasas y

0.000385 para aceites.

b) Refractómetro Butyro:

La fórmula es idéntica a la dada para el refractómetro Abbe pero K que se convierte en 0.55 para grasas y 0.50 para aceites.

2.6.- INDICE DE SAPONIFICACION.-

Es el número de mgr. de KOH necesarios para saponificar 1 gr. de grasa.

REACTIVOS:

(1) Solución alcohólica de KOH 1/2 N.

(2) " HCl 1/2 N.

TÉCNICA:

Se pesa 1 gr. de aceite purificado en un matraz de 300 cc cuidando de que vaya al fondo sin tocar las paredes.

Agregar 25 cc del reactivo N° 1; se adapta al matraz un condensador de reflujo y se lleva a baño María hasta completa saponificación que se reconoce porque el líquido queda más o menos limpio después de 30 minutos de calentado.

Agregar 100 cc de agua caliente que disuelve al jabón ayudando con agitación fuerte. Dejar enfriar la solución, luego de lo cual se titula con el reactivo N° 2 el exceso del N° 1 usando fenolftaleína. Aparte hacer una titulación en blanco (testigo en las mismas condiciones que con el ensayo).

CALCULOS:

$$\text{Índice de saponificación} = \frac{N - n \times 28.06}{P}$$

Donde:

N = número de cc gastado para el testigo.

n = número de cc " " " ensayo.

P = peso del aceite empleado.

2.7.- DENSIDAD.-

Determinar el peso del agua contenida en el picnómetro o frasco a emplear en la medición del peso específico del aceite. Esto se realiza pesando los frascos antes y después del llenado con agua destilada. Enfriar la muestra a 20 – 23° C y llenar el frasco hasta el desbordamiento, manteniéndolo en un Angulo tal que se evite el embolsamiento de burbujas de aire cuando se está añadiendo la muestra. Colocar el tapón en el frasco e introducirlo y mantenerlo en baño de agua a 25±0.2°C durante 30 min. Limpiar cuidadosamente cualquier resto de aceite que haya podido salir por el orificio del capilar y retirar el frasco del baño. Secarlo y limpiarlo a fondo. Pesarlo y su contenido y calcular el peso específico mediante la formula:

$$\text{Peso específico a } 25^{\circ}/25^{\circ}\text{C} = \frac{\text{peso del frasco con el aceite} - \text{peso del frasco}}{\text{peso del agua a } 25^{\circ}\text{C}}$$

3.- ACEITE CRUDO

3.1.- MÉTODOS DE EXTRACCIÓN.-

3.1.1.- TRITURACIÓN DE SEMILLAS OLEAGINOSAS.-

La transformación de las semillas oleaginosas en partículas facilita la extracción del aceite, ya sea por prensado mecánico, ya por extracción con disolventes. El fundamento de esto es que la molturación o trituration de las semillas oleaginosas rompe grandes cantidades de células oleaginosas. La suposición de que éste rompimiento es elevado se basa en que la semilla triturada rinde mayores fracciones de aceite de “fácil extracción”.

Después de la más concienzuda trituration parece ser que muchas de las células quedan intactas y que las paredes de dichas células se hacen permeables al aceite sólo por acción del calor y la humedad durante la operación de “cocción” (acondicionamiento). Sin embargo las paredes de las células reaccionan más rápidamente frente a dichos elementos si el tamaño de las partículas es más bien pequeño.

Los molinos de martillo, cizalla o de otro tipo se utilizan, a veces, para la primera reducción de las semillas de gran tamaño; mientras que para la desintegración final se emplea los molinos de rodillos por considerarse de mayor economía de operación que con los otros tipos. Las finas escamas obtenidas por la acción suave de los rodillos son más adecuados para el prensado hidráulico, que los trozos irregulares que presentan las semillas obtenidas a trituration simple.

La especie de laminado de las semillas por la acción de los rodillos es esencial para su preparación en la extracción continua con disolventes, ya que no existe otro procedimiento de molturación capaz de formar partículas lo suficientemente finas, para su fácil extracción, y de tamaño grande y de

adecuada coherencia, para dar una masa, a través de la cual pueda fluir libremente el disolvente.

Los molinos de rodillos, destinados principalmente a la tritución de semillas oleaginosas (algodón, soya, cacahuate, etc.) consisten en una serie de cinco rodillos colocados verticalmente, uno encima del otro. La semilla se introduce entre los dos rodillos superiores, por medio de un mecanismo adecuado de alimentación, pasando hacia adelante y atrás, entre los pares de rodillos contiguos, desde la parte superior del molino al fondo, “laminándose” la semilla cuatro veces. Se construye la máquina de modo que cada rodillo soporte el peso de los colocados encima, por lo cual las partículas están sujetas a presiones progresivamente crecientes, al pasar de un o a otro rodillo. Los rodillos inferiores tienen la superficie pulida, mientras que el superior se suele corrugar, para asegurar que la semilla sea “mordida”, tan pronto como cae. Un molino de tamaño corriente se compone de cuatro rodillos superiores de 35.5 cm de diámetro (14 pulgadas) y de 1.22 m de largo, que giran a una velocidad periférica de unos 192 m por minuto. La capacidad de una unidad de éste tipo viene a ser de 72 TM de semillas de algodón cada 24 horas, sin embargo la capacidad real depende en ciertos casos, del grueso de las escamas que se desea conseguir.

3.1.2.- COCCIÓN DE LAS SEMILLAS OLEAGINOSAS.-

Está universalmente probado que las semillas oleaginosas dan más fácilmente su aceite por prensado mecánico, cuando han sido sometidas previamente a “cocción”, aunque no existe hasta ahora, una explicación de éste fenómeno. Los cambios producidos por la cocción sobre las semillas, son muy complejos y su naturaleza es, tanto química, como físico – química.

Las gotas de aceite de una semilla de algodón u otra semejante, son casi de tamaño ultramicroscópico y se hallan distribuidas por toda la semilla. Uno de los efectos de la cocción es favorecer la reunión de éstas gotas en otras mayores, que puedan fluir más fácilmente de las semillas.

La cocción de las semillas destinadas a prensado se lleva a cabo, ordinariamente, en hornos verticales. Estos hornos contienen una serie de tres a seis bandejas cilíndricas, cerradas y superpuestas, de 0.60 a 2.00 m de diámetro y de 45 a 75 cm de alto, cada una de las cuales está provista, independientemente, de camisas de calefacción con vapor, tanto en las paredes, como en el fondo, y agitadores barrientes, montados cerca del fondo y accionados por un árbol común, extendido a través de toda la serie de bandejas. En el fondo de cada bandeja hay una compuerta de operación automática, salvo en la última, para descargar el contenido en el expeller. Encima de la bandeja superior hay pulverizadores, para incorporar a las semillas el grado de humedad deseado, y cada una de las bandejas inferiores está provista de un tubo, que comunica al exterior, con ventilador para descargar el exceso de humedad; de este modo es posible su control en la cocción, no sólo con el contenido final sino también en cada paso del proceso.

3.1.3.- PRENSADO CONTINUO.-

En los Estados Unidos se emplean, en la extracción mecánica del aceite de soya, “expeller” o prensas de tornillo, de acción continua, con la casi total exclusión de las prensas hidráulicas; el uso de las primeras es también general, en el resto del mundo, para la manipulación de la copra, palmiste, algodón, cacahuete, linaza y casi todas las demás semillas oleaginosas. Estas máquinas se pueden encontrar en dos variedades, las máquinas de alta presión, diseñadas para efectuar la obtención del aceite en un solo paso y destinadas generalmente a una sola clase de semilla. Y las prensas de baja presión, para el prensado previo de las semillas, antes de una extracción con disolventes.

Las prensas continuas se adaptan a una amplia gama de materias y, en la mayor parte de los casos, dan un rendimiento en aceite algo superior a las hidráulicas. La prensa de tornillo es esencialmente una prensa de jaula,

en la que la presión se desarrolla por medio de un eje rotatorio o tornillo sin fin, en vez de un pistón de acción intermitente. En la jaula se desarrolla una presión extremadamente alta, del orden de 1,400 a 2,800 kg por cm², por medio de la acción del eje contra un orificio o estrangulación regulable, que restringe la descarga de la torta al extremo de la jaula.

3.2. PERDIDAS.-

En el proceso de molienda y en el tratamiento térmico no existe pérdida de aceite.

Las pérdidas en el prensado se refieren a la cantidad de aceite retenido en la torta. El contenido mínimo en aceite a que se puede llegar en la torta, por expresión mecánica, es el mismo para todas las semillas, esto es, del 4 al 5%. Por tanto, el aceite remanente en la expresión mecánica, en término de porcentaje total de aceite, aumenta a medida que disminuye el contenido de éste en la semilla. (26)

3.3.- CARACTERISTICAS DEL ACEITE.-

El aceite obtenido es de sabor agradable y de alto porcentaje de ácido linoleico 69.7% ácido graso esencial. La relación de ácidos grasos poliinsaturados/ saturados es de 5.9 haciéndolo un aceite de mejor calidad que el maíz (4.58) algodón (2.20) y soya (3.50) y otros. (11)

Existe gran cantidad de tocoferoles (vitamina E), que evitan la oxidación por presentar enlaces insaturados. (11)

CARACTERISTICAS DEL ACEITE

Índice de Refracción (20° C).....	1.470
Índice de Saponificación.....	190
Acidez (% de ácido oleico).....	5.21
Índice de yodo (wijs).....	133.6
Índice de Peróxido.....	1.6
Relación de ácidos grasos: ⁽¹¹⁾	
poliinsaturados/ saturados.....	5.9
color: - rojo Lovibond.....	7
- amarillo Lovibond.....	40
Densidad relativa (20° C).....	0.918
Viscosidad (20°C)(11).....	60 cp

PORCENTAJE DE ACIDOS GRASOS

Mirístico	(C14).....	0.1%
Palmítico	(C16).....	10.3%
Palmitoleico	(C16 ⁻).....	0.2%
Esteárico	(C18).....	2.6%
Oleico	(C18 ⁻).....	10.1%
Linoleico	(C18 ⁻⁻).....	69.7%
Linolénico	(C18 ⁻⁻⁻).....	7.0%
Relación P/S:	5.9	

PORCENTAJE DE AMINOACIDOS EN LA HARINA DE LA ALMENDRA⁽¹¹⁾

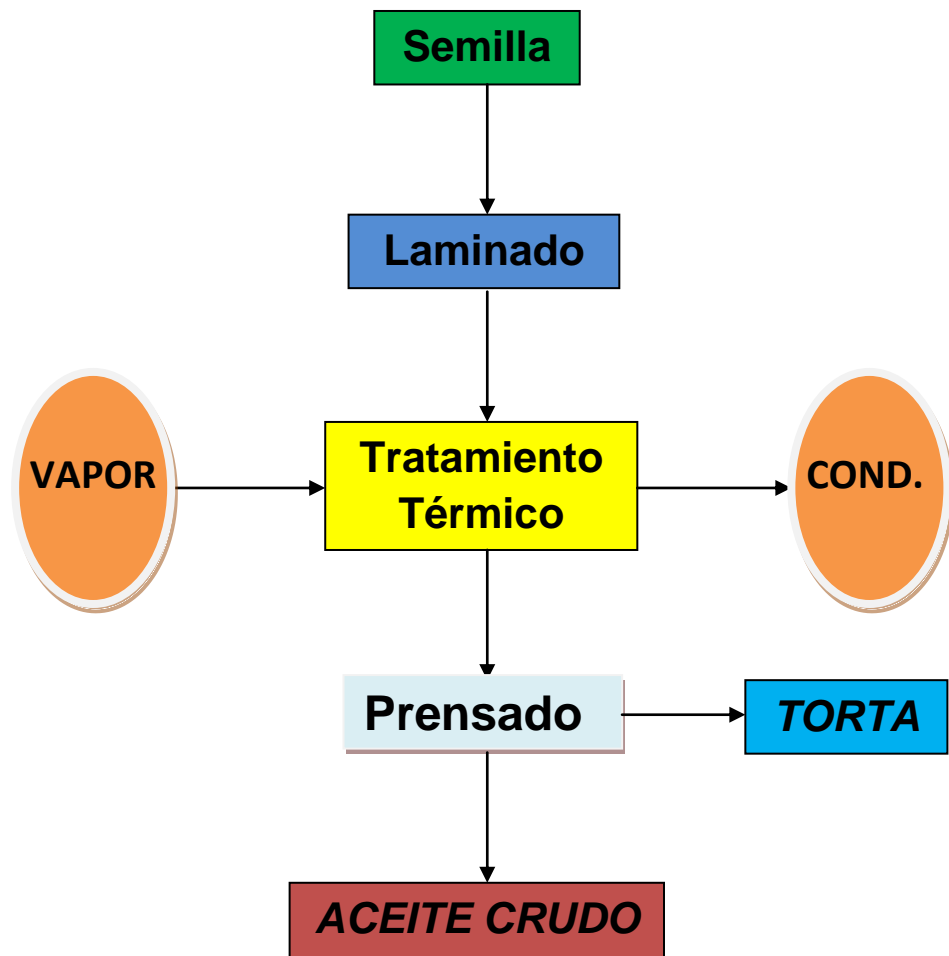
Es esencial hacer notar la presencia de una alta concentración de proteínas en el bagazo de la semilla o torta.

Acido aspártico.....	5.766%
<u>Treonina</u>	1.633%
Serina.....	3.107%
Acido Glutámico.....	16.746%
Prolina	1.907%
Glicina.....	3.854%
Alanina.....	3.261%
<u>Valina</u>	3.824%
<u>Metionina</u>	0.905%
<u>Isoleusina</u>	1.931%
<u>Leusina</u>	3.528%
Tirosina.....	0.575%
<u>Fenil alanina</u>	4.039%
<u>Lisina</u>	0.889%
<u>Histidina</u>	0.862%
Amonio.....	0.541%
<u>Arginina</u>	8.290%

Se observa la presencia de 9 de los 10 aminoácidos esenciales para el organismo animal.

La torta es pues una excelente fuente de alimento para animales.

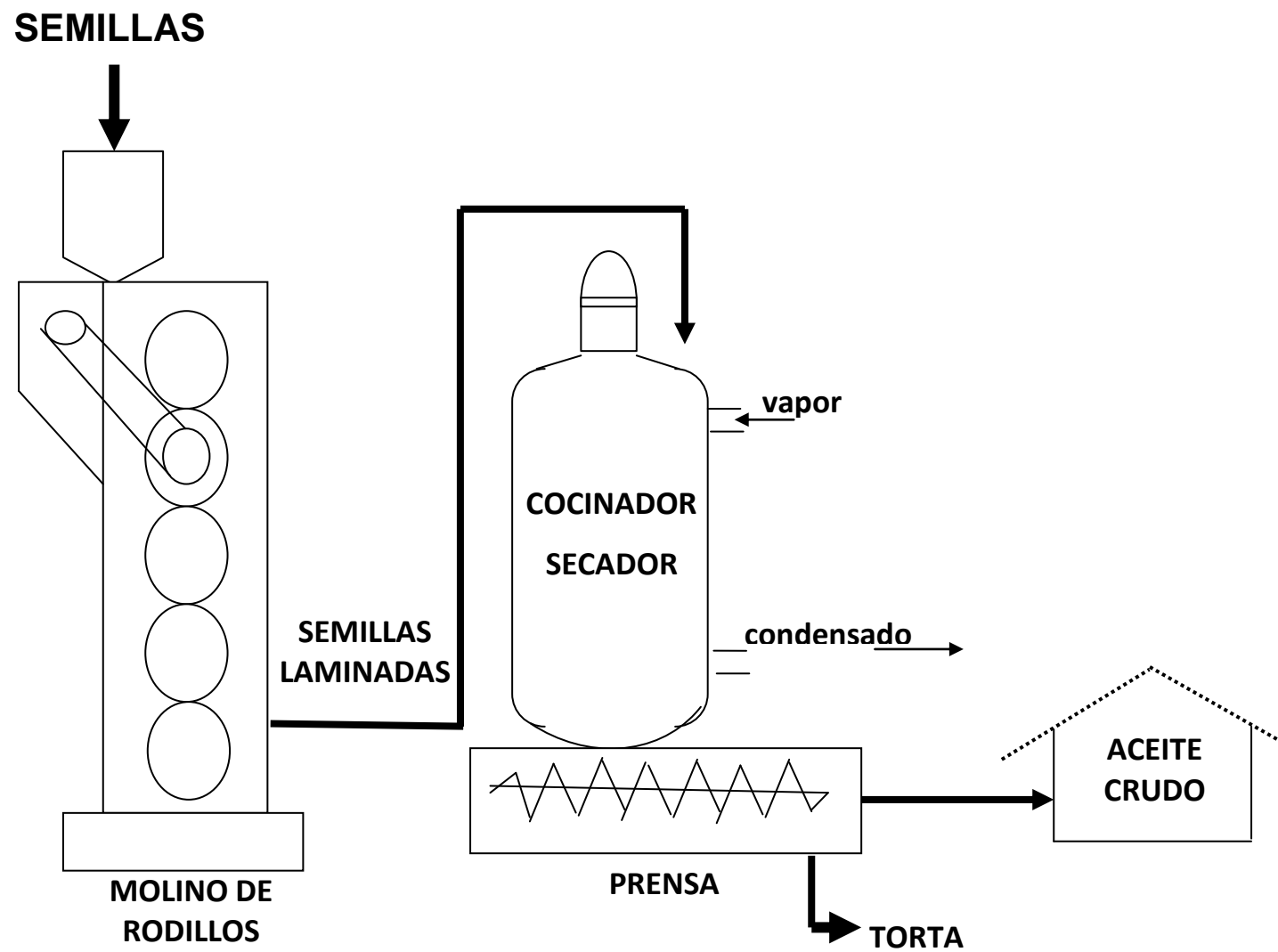
**DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA
OBTENCIÓN DEL ACEITE CRUDO**



3.4.- DESCRIPCIÓN DEL DIAGRAMA DE FLUJO.-

- La semilla se transporta del almacén al molino de rodillos mediante una faja transportadora donde se produce el laminado.
- La semilla laminada es conducida al horno vertical en forma continua mediante una faja transportadora en donde se procede el acondicionamiento de la semilla. Este acondicionamiento consiste en un contacto con vapor vivo en la primera etapa para producir un rápido calentamiento. En las siguientes etapas la semilla es calentada en forma indirecta y se va disminuyendo su porcentaje de humedad desde 20.5% hasta la humedad optima para el prensado que es de 5%.; y su temperatura final se incrementa hasta 100°C.
- La semilla acondicionada, pasa a la prensa de tornillo “expeller”, en donde por prensado es separado el aceite crudo y la torta.
- El aceite crudo es enviado a los tanques de almacenamiento, para su posterior refinación.

DIAGRAMA DE PROCESO PRODUCTIVO



4.- ACEITE REFINADO

4.1.- NORMAS TECNICAS.-

Los recursos generales para los aceites vegetales comestibles están considerados en la norma 209.001 de ITINTEC, y son los siguientes:

- Olor y sabor característicos del producto designado y exentos de sabores extraños o rancios.
- No producir efectos tóxicos o dañinos en el organismo.
- No llevar partículas extrañas en suspensión.
- No contener más de 0.1% de agua.
- No acusar la presencia del solvente empleado en su extracción, cuando se haya usado éste procedimiento.
- No tener una acidez libre expresada como ácido oleico, mayor de 0.20%.
- No presentar un índice de peróxido mayor de 5 miliequivalentes por kilo de muestra.
- Exento de aceite de origen mineral.

4.2.- TECNICAS DE REFINACION.-

Las técnicas de refinación se utilizan para mejorar la calidad del aceite crudo.

En algunos casos los aceites y grasas producidos por la natura, obtenidos de materias primas frescas en su propia fuente son frecuentemente aceptables para consumo local sin tratamiento ulterior, a lo sumo, pasados por una filtración sencilla o una operación de decantación para quitar cualesquiera impurezas sólidas. Esto representa sólo una pequeña fracción de la producción mundial de aceites y grasa provenientes de fuentes vegetales, animales y marinas.

El término “refinación” se refiere a cualquier tratamiento purificador, destinado a eliminar los ácidos grasos libres, fosfátidos o productos mucilaginosos, y otras impurezas del aceite y excluye los procesos de “decoloración” y también de “desodorización”. El término decoloración se reserva para el tratamiento destinado únicamente a mejorar el color del aceite. En éste proceso se pierde muy poco producto y se aplica comúnmente a aceites que se han purificado previamente por refinación (neutralización). El término desodorización se emplea para el tratamiento, cuyo objeto primario es la eliminación de las trazas de compuestos que afectan al olor y al sabor y su empleo sigue normalmente, a la neutralización y decoloración.

La neutralización y la decoloración son procesos íntimamente relacionados.

El tratamiento de un aceite con tierra decolorante es completamente efectivo para separar los fosfátidos y los diversos productos mucilaginosos, conocidos como gomas, barros, etc.

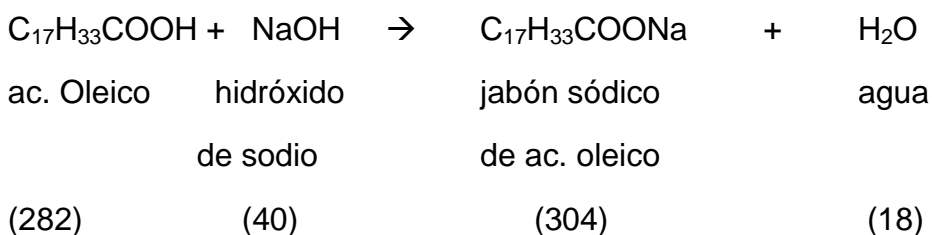
4.2.1.- NEUTRALIZACIÓN.-

A la tecnología de la neutralización alcalina le incumbe la selección apropiada de los álcalis, su cantidad y técnicas de neutralización, para producir la purificación deseada, sin la saponificación excesiva del aceite neutro; y además los métodos que permiten la separación eficiente del aceite neutralizado del jabón formado *in situ*.

El proceso consiste en tratar el aceite crudo con una cantidad pre-determinada de álcali, generalmente con soluciones de sosa caústica, bajo condiciones dispuestas para combinar la extracción máxima del color con la óptima separación del aceite neutro y del jabón. Generalmente 60 – 70°C.

La cantidad necesaria para neutralizar el aceite se determina en base al examen previo de la acidez del aceite a neutralizar, pero esta se agrega en general, en cantidad ligeramente superior.

La reacción es la siguiente:



Son necesarios 40 grs. de soda cáustica para neutralizar 282 grs. de ácido oleico. Se agrega sin embargo un leve exceso de solución alcalina a fin de hacer precipitar pequeñas cantidades de jabón, que arrastran consigo las sustancias colorantes, mucilaginosas y las gomas.

El método de neutralización de mayor importancia y de práctica más extendida es el del tratamiento del aceite con un álcali. La neutralización alcalina realiza una completa eliminación de los ácidos grasos libres, que se transforman en jabones insolubles en el aceite. Del mismo modo, se combinan con el álcali, otras sustancias ácidas y se eliminan algunas impurezas del aceite, por absorción en el jabón formado en el proceso. Se eliminan también otras sustancias que se insolubilizan por hidratación.

La neutralización alcalina de un aceite con sosa cáustica reduce fácilmente el contenido en ácido graso libre, a valores de 0.01 a 0.03%. Sin embargo, con un álcali débil, tal como carbonato sódico, es difícil reducir su contenido por debajo de un 0.10%.

Es muy importante la selección de la cantidad apropiada y la concentración de la lejía empleada en la neutralización de cualquier aceite

con sosa caustica. Esta elección se hace a partir de la medida del grado de acidez que posee la muestra. Esta neutralización se hace con un ligero exceso de alcalí, existen algunas pautas y tablas que hacen sencilla la elección de la concentración y de la cantidad de la lejía a utilizar.

Para un buen aceite obtenido por prensado, que contenga del 0.5 al 1.0% de ácidos grasos libres, se prescribe un exceso de hidróxido sódico (en forma de lejía de 12° ó 14° Bé), de un 0.45%. Para aceites cuya acidez va aumentando, se especifican mayores excesos y lejías más concentradas, desde un exceso mínimo de 0.74% (14° y 18° Bé), para un 4.0% de ácidos grasos libres, hasta un 1.28% de exceso (20° y 26° Bé), para un 15.05 de ácidos grasos libres.

En muchos casos puede emplearse menor cantidad de lejía, sobre todo si no es muy intenso el color del aceite neutralizado.

El método de neutralización más económico y de mayor rendimiento cuando la cantidad de aceite a refinarse es pequeña es el método de neutralización discontinua por el método húmedo.

Este método es de uso corriente en las refinerías europeas, en donde se han diseñado los equipos de menor costo y de mayor rendimiento, mientras que en Estados Unidos abundan las refinerías del tipo continuo.

Para facilitar los cálculos de la cantidad de lejía utilizar se dan a continuación 2 cuadros. La tabla A del cuadro 14, se construyó en base a la concentración de soda caústica en la lejía y a su relación estequiométrica de reacción con los ácidos grasos.⁽²⁾

FORMULAS:

Para líquidos más pesados que el agua:

$$^{\circ}\text{Bé} = 145 - \frac{145}{d \text{ rel.}}$$

$$d \text{ rel.} = \frac{145}{145 - ^{\circ}\text{Bé}}$$

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{d \text{ rel.}} - 131.5$$

Para líquidos menos pesados que el agua:

$$^{\circ}\text{Bé} = \frac{140}{d \text{ rel.}} - 130$$

$$d \text{ rel.} = \frac{140}{^{\circ}\text{Bé} + 130}$$

CUADRO 13**CONTENIDO EN HIDROXIDO SODICO DE LEJIAS
DE DIFERENTES GRADOS BAUME**

Grados Baumé, a 15° C	contenido en hidróxido sódico, %
10.....	6.27
12.....	8.00
14.....	9.50
16.....	11.06
18.....	12.68
20.....	14.36
22.....	16.09
24.....	17.87
26.....	19.70
28.....	21.58
30.....	23.50
32.....	26.00
34.....	28.00
36.....	30.00
38.....	32.00
40.....	36.00
42.....	37.00
44.....	40.00
46.....	44.00
48.....	46.00
50.....	50.00

CUADRO 14**TABLAS PARA EL CÁLCULO DE LEJIAS EMPLEADAS PARA LA NEUTRALIZACIÓN****A. PORCENTAJE DE LEJIAS DE DIFERENTES CONCENTRACIONES, NECESARIAS PARA NEUTRALIZAR LOS ACIDOS GRASOS LIBRES DE ACEITES CON DISTINTOS GRADOS DE ACIDEZ (LOS ACIDOS GRASOS LIBRES SE HAN CALCULADO COMO OLEICO)**

% de ac. Grasos libres	Concentración de las lejías en grados Baumé				
	12	14	16	18	20
0.60	1.07	0.90	0.77	0.67	0.59
0.70	1.24	1.05	0.90	0.78	0.69
0.80	1.42	1.20	1.03	0.89	0.79
0.90	1.60	1.35	1.16	1.00	0.89
1.00	1.78	1.50	1.29	1.11	0.99
1.10	1.95	1.65	1.41	1.23	1.09
1.20	2.13	1.80	1.54	1.34	1.19
1.30	2.31	1.95	1.67	1.45	1.29
1.40	2.48	2.10	1.80	1.56	1.39
1.50	2.66	2.25	1.93	1.67	1.49
1.60	2.84	2.40	2.06	1.79	1.58
1.70	3.02	2.54	2.18	1.90	1.68
1.80	3.20	2.69	2.31	2.01	1.78
1.90	3.37	2.84	2.44	2.12	1.88
2.00	3.55	2.99	2.57	2.23	1.98
2.10	3.73	3.14	2.70	2.35	2.08
2.20	3.91	3.29	2.83	2.46	2.18
2.30	4.08	3.44	2.96	2.57	2.28
2.40	4.26	3.59	3.08	2.68	2.37
2.50	4.44	3.74	3.21	2.80	2.47
2.60	4.61	3.89	3.34	2.91	2.57
2.70	4.80	4.04	3.47	3.02	2.67
2.80	4.97	4.19	3.60	3.13	2.77
2.90	5.15	4.34	3.72	3.24	2.87
3.00	5.32	4.49	3.85	3.36	2.97
3.20	5.68	4.78	4.10	3.58	3.16
3.40	6.04	5.18	4.35	3.80	3.36
3.60	6.39	5.48	4.61	4.03	3.56
3.80	6.75	5.78	4.87	4.25	3.76
4.00	7.10	6.08	5.12	4.47	3.95
4.20	7.45	6.38	5.38	4.70	4.15
4.40	7.80	6.68	5.64	4.92	4.35
4.60	8.16	6.98	5.89	5.15	4.55
4.80	8.52	7.28	6.15	5.37	4.74
5.00	8.88	7.47	6.42	5.60	4.94

B. PORCENTAJE DE LEJIAS DE DIFERENTES CONCENTRACIONES, NECESARIOS PARA DAR LOS CORRESPONDIENTES EXCESOS DE LA MISMA (LOS EXCESOS SE HAN CALCULADO COMO HIDROXIDO SODICO ANHIDRO)

% de exceso	Concentración de las lejías en grados Baumé				
	12	14	16	18	20
0.05	0.62	0.53	0.45	0.39	0.35
0.10	1.25	1.05	0.90	0.79	0.70
0.15	1.87	1.58	1.35	1.18	1.05
0.16	2.00	1.69	1.44	1.26	1.12
0.17	2.12	1.79	1.53	1.34	1.19
0.18	2.25	1.90	1.62	1.42	1.26
0.19	2.28	2.00	1.71	1.50	1.33
0.20	2.50	2.10	1.81	1.58	1.39
0.21	2.63	2.21	1.90	1.66	1.46
0.22	2.75	2.31	1.99	1.74	1.53
0.23	2.88	2.42	2.08	1.81	1.60
0.24	3.00	2.52	2.17	1.89	1.67
0.25	3.13	2.63	2.26	1.97	1.74
0.26	3.25	2.73	2.35	2.05	1.81
0.27	3.38	2.84	2.44	2.13	1.88
0.28	3.50	2.94	2.53	2.21	1.95
0.29	3.63	3.05	2.62	2.29	2.02
0.30	3.75	3.15	2.71	2.37	2.09
0.31	3.88	3.26	2.80	2.44	2.16
0.32	4.00	3.36	2.89	2.52	2.23
0.33	4.13	3.47	2.98	2.60	2.30
0.34	4.25	3.57	3.07	2.68	2.37
0.35	4.37	3.68	3.16	2.76	2.44
0.36	4.50	3.78	3.25	2.84	2.51
0.37	4.62	3.89	3.34	2.92	2.58
0.38	4.75	3.99	3.43	3.00	2.65
0.39	4.88	4.10	3.58	3.07	2.72
0.40	5.00	4.21	3.61	3.15	2.79
0.41	5.13	4.31	3.70	3.23	2.86
0.42	5.25	4.42	3.80	3.31	2.93
0.43	5.38	4.52	3.89	3.39	3.00
0.44	5.50	4.63	3.98	3.47	3.06
0.45	5.63	4.73	4.07	3.55	3.13
0.46	5.75	4.84	4.16	3.63	3.20
0.47	5.88	4.85	4.25	3.70	3.27
0.48	6.00	4.95	4.34	3.78	3.34
0.49	6.13	5.16	4.43	3.86	3.41
0.50	6.25	5.26	4.52	3.94	3.48

Para explicar el uso de la tabla anterior, pondremos el siguiente ejemplo: Se desea saber el porcentaje de lejía de 16° Bé, necesario para neutralizar un aceite que contiene el 2.0% de ácidos grasos libres, con 0.45% de exceso de hidróxido sódico. Según la tabla, la neutralización de un 2.0% de ácido libre, calculado como oleico, requiere un 2.57% de lejía de 16° Bé, el exceso de 0.45% corresponde a un 4.07% de la misma lejía. La cantidad total de lejía necesaria, es la suma de las dos, o sea 6.64%.

En caso de que los valores buscados no se encuentren en la tabla éstos se pueden calcular sumando valores equivalentes, por ejemplo: Para hallar la concentración de una lejía de 12° Bé necesaria para neutralizar un aceite con una acidez de 8%, se puede sumar los valores correspondientes que se dan para neutralizar un aceite de 5% y 3% estos valores son 8.88% y 5.32% respectivamente lo cual nos da un total de 14.20%.

Para el aceite que se obtiene de la semilla del maracuyá con una acidez de 5.21 expresada como porcentaje de ácido oleico se recomienda usar un exceso de 0.74% de hidróxido sódico anhidro y una lejía de 16° Bé.

El cálculo de la cantidad de lejía necesaria se realiza mediante la tabla anterior, para la neutralización se necesita 6.68% y para el exceso se necesita 6.69% lo cual nos da 13.37%.

4.2.2.- DECOLORACIÓN.-

La decoloración del aceite se realiza por medio del agente blanqueador que es un absorbente. Existen varios tipos de blanqueadores de los cuales los mas importantes son la tierra fuller activada o natural, el carbón activada y las arcillas ácido activadas. En nuestro medio la sustancia absorbente más utilizada es la arcilla activada. La activación es un tratamiento químico aplicado a la arcilla el cual se lleva a cabo mediante un proceso termo – ácido, en el que se remueven los iones de calcio, intercambiándolos por los de hidrogeno, atacando en cierto grado la

estructura reticular de sílice y alúmina, depositándose el hidrógeno directamente dentro de las láminas.

La arcilla así obtenida, posee un alto poder absorbente y por lo tanto, un amplio campo de aplicación como decolorante, principalmente en la industria de aceites y grasas.

Se podría resumir que lo que se busca en una arcilla decolorante es: “Una máxima eficiencia con un mínimo de cantidad utilizada”.

La arcilla activada que es de uso frecuente en nuestro medio por sus buenos resultados es el Natril (Natrogel S.A.).

El proceso de blanqueo, mecánicamente es una operación simple: El Natril es añadido al producto a decolorar, bajo agitación constante y en caliente. Cumplida su función, la arcilla es separada por filtración. Sin embargo, el mecanismo de blanqueo es complejo y puede definirse como un proceso de absorción seguido de una reacción química. El Natril se puede definir como un decolorante de gran espectro, que remueve y retiene en su superficie activa impurezas indeseadas, con el objeto de obtener un producto terminado puro y de gran estabilidad. Este producto posee buena retención de colores oscuros, clorofila, gomas, proteínas, jabones, carbohidratos, fosfolípidos y en general compuestos prooxidantes responsables del color.

CUADRO 15

ACEITES	TEMPERATURA °c	TIEMPO DE CONTACTO (minutos)	TIPO DE NATRIL RECOMENDADO	DOSIFICACION RECOMENDADA (%)
Algodón	95-100	20-30	super	0.6 -3.5
Coco	90	20	super	0.5 - 1.0
Girasol	90	20	normal	0.5 - 1.0
Linaza	90	20	super	0.5 - 2.0
Maíz	85-90	20	super	0.5 - 2.0
Maní (cacahuete)	80-85	20	super	- 0.5 – 1.5
Oliva	80-85	20	normal	0.5 – 1.0
Palma (pulpa)	150	20-30	super	2.0 – 4.0
Palma (almendra)	90	20-30	super	2.0
Pescado	90-95	20-30	super	0.5 – 2.0 1.0 – 2.0
Raps	90-95	20	super	0.5 – 2.0
Soya	90-105	20	super	0.3 – 2.0
- Lubricantes recuperados	230-260	30-60	super	2.0 – 6.0
- Minerales nafténicos	150-200	30-60	normal	8.0 – 10.0
GRASA Y PARAFINAS				
Sebo	90-95	30	super	2.0 – 4.0
Parafina	110-120	30	super	2.0 – 4.0
Cera Carnauba	125	30	super	2.0 – 4.0

Velocidad de agitación: 50 – 100 r.p.m.

Tipo de agitación : Intensa pero no violenta

Vacío : 60 cm Hg (mínimo)

REFERENCIA 20

El Natril juega un papel muy importante en el proceso de desodorización, al disminuir el nivel de oxidación.

La decoloración de los aceites, en las plantas industriales requieren, ordinariamente, mucha menos cantidad de material absorbente que en el laboratorio. La diferencia estriba en la llamada “decoloración por prensado”, o sea la decoloración adicional que sufre el aceite, al pasar por el lecho absorbente retenido en el filtro – prensa, empleado en la separación de la tierra. Aunque no hay ninguna prueba sobre la naturaleza de la “decoloración por prensado”, se puede suponer que se basa en un efecto de concentración, que conduce a un nuevo equilibrio entre el absorbente y los pigmentos, en la zona en donde la concentración efectiva de absorbente es muy alta, respecto del aceite.

El cuadro número 15 es información técnica proporcionada por NATROGEL S.A. del cual podemos obtener valores aproximados para el tipo y cantidad de arcilla activada a utilizar, en condiciones de planta.

El color de un aceite vegetal decolorado debe ser de aproximadamente 1% rojo Lovibond. Lo cual se consiguió en laboratorio con 2% de NATRIL calentándose a 90° C por 25 minutos. Como se mencionó, el porcentaje utilizado en planta puede ser mucho menor.

REQUERIMIENTOS DE VACIO

La presión absoluta requerida para un rápido y buen secado es de 200 mm hg y para la decoloración es necesario un vacío correspondiente a una presión absoluta de 600 mmHg (mínimo). Estos requerimientos de vacío se logran fácilmente con un eyector simple⁽²⁷⁾ (1 sola etapa). Los eyectores son equipos sencillos que no necesitan mayor mantenimiento y su costo de inversión es menos que el de una bomba de vacío.

4.2.3.- DESODORIZACIÓN.-

La desodorización con vapor es factible, debido a las grandes diferencias que existen entre la volatilidad de los triglicéridos y las de las sustancias que dan el sabor y olor indeseables a los aceites y grasas. Esencialmente es un proceso de destilación, en corriente de vapor, en el cual, las sustancias odoríferas y de mal sabor, relativamente volátiles, se separan del aceite relativamente no volátil.

La operación se lleva a cabo a temperaturas elevadas, para aumentar la volatilidad de los componentes odoríferos; aplicando una presión reducida, durante la operación, se protege al aceite contra la oxidación, se impide la hidrólisis indebida del aceite por acción del vapor de agua y se disminuye considerablemente la cantidad necesaria de éste.

Debido a la inestabilidad que presentan los pigmentos carotenoides, la desodorización disminuye marcadamente el color de la mayoría de los aceites vegetales.

Las condiciones operacionales varían con el aceite que se está procesando pero presiones absolutas de 5 – 6 mm y temperaturas de 180 – 220°C son bastantes generales.

EQUIPO DE VACIO

El vacío necesario para el proceso de desodorización es de 6 mm Hg. Este vacío se consigue con un eyector de tres etapas y dos intercondensadores barométricos⁽²⁷⁾, dicho equipo requiere una altura mínima de instalación de 34 pies. Los condensadores de superficie no son satisfactorios por la tendencia que existe de que su superficie quede recubierta por la materia grasa arrastrada con el vapor de borbotado.

La práctica ha demostrado que trabajar con presiones menores de 5 ó 6 mm Hg no compensa el gasto de un cuarto eyector y del vapor adicional; mientras que trabajar a presiones superiores a los 6 mm Hg, se desperdicia igualmente vapor por lo cual se considera igualmente desaconsejable operar con vacíos tan escasos.

INFLUENCIA DEL VACIO.- La cantidad de vapor necesaria para la desodorización es directamente proporcional a la presión absoluta. Por lo tanto para que la operación resulte lo más económico posible, el vacío debe ser tan alto como se pueda.

Con los eyectores de vapor, de tres fases, se puede obtener fácilmente una presión de 6 mm o menos. Si por emplear un vacío defectuoso o por mal funcionamiento de la instalación, la presión no baja de 12 mm, la necesidad de vapor se duplica y, si la presión no llega a ser inferior a 25 mm, se cuadruplica.

CALEFACCIÓN Y REFRIGERACIÓN DE ACEITE

Puesto que para conseguir una desodorización rápida y eficaz, se requiere temperaturas de 200° C, no se puede emplear las calderas ordinarias, de producción de vapor a 10 Kgs de presión (185°C), se han ideado otros métodos de calentamiento mas eficientes. Un método de calefacción que se ha empleado satisfactoriamente, implica el uso de calderas especiales con vapor a alta presión. No es practicable el empleo de vapor recalentado, como agente de calefacción, ya que por éste medio solo, el relativamente poco calor sensible del vapor es adecuado para calentar el aceite, no siéndolo, por supuesto, el calor latente.

SISTEMA DOWTHERM

En las más modernas instalaciones de los Estados Unidos y Europa, se emplea actualmente un método de calefacción mucho más satisfactorio que cualquiera de los precedentes, al que se conoce como “**Sistema Dowtherm**”. Dowtrhen A, es el nombre comercial de la mezcla eutéctica de difenilo y óxido de difenilo, que tiene un punto de ebullición de 257.7°C a la presión atmosférica y 293°C a sólo 1,06 Kgrs de presión manométrica, por lo cual permite conseguir temperaturas adecuadas a bajas presiones, si se emplean sus vapores para calentar. El sistema Dowtherm para la calefacción de los desodorizadores, es sencillo; el vaporizador se conecta con el serpentín de calefacción o intercambiador de calor, hasta formar un sistema cerrado, retornando corrientemente el condensado al vaporizador, por gravedad, ya que la necesidad de elevar los

condensadores barométricos del eyector asegura, casi siempre, suficiente altura de las superficies de calefacción, como para permitir el retorno.

CUADRO 16

PROPIEDADES

TEMPERATURA °F

Máxima temp. de operación:

Fase Líquida 750

Fase Vapor 750

Minimatemp. de operación:

Fase Líquida 60

Fase Vapor 495

CUADRO 17

PROPIEDADES DE LOS VAPORES DOWTHERM A

(difenilo 26.5% - óxido de difenilo 73.5%)

Temp °C	P.abs. kg/cm ²	P.man. kg/cm ²	h-liq kcal/kg	Calor Latente kcal/kg	h-vapor kcal/kg	Calor Espe. líquido	densidad líquido kg/m ³	densidad vapor kg/m ³
257.4	1.03	0.00	121.1	69.5	190.6	0.63	852.2	4.2
260.0	1.10	0.07	122.6	69.2	191.8	0.63	850.7	4.4
265.6	1.25	0.22	126.1	68.7	194.8	0.63	844.2	4.9
271.1	1.39	0.36	129.5	68.2	197.7	0.64	839.4	5.4
276.7	1.57	0.54	133.1	67.6	200.7	0.64	833.0	5.9
282.2	1.75	0.72	136.7	67.0	203.7	0.65	828.8	6.5
287.8	1.95	0.92	140.4	66.4	206.8	0.65	823.4	7.2
293.9	2.16	1.13	143.9	65.8	209.7	0.65	817.0	7.7
298.9	2.39	1.36	147.6	65.2	212.8	0.66	812.0	8.6
304.4	2.65	1.62	151.2	64.5	215.7	0.66	805.8	9.4
310.0	2.94	1.91	154.9	63.9	218.8	0.66	799.4	10.2
315.6	3.23	2.20	158.6	63.2	221.8	0.66	793.0	11.2
343.3	5.10	4.07	177.2	59.7	236.9	0.67	762.5	17.6
371.1	7.70	6.67	196.0	55.3	251.3	0.68	728.9	26.7

En el cuadro 16, se dan los límites para la temperatura de operación, y en el cuadro 17, se dan las propiedades del vapor Dowtherm en el campo de las presiones de trabajo ordinarias.(6)

REFRIGERACION.- El aceite debe refrigerarse para evitar su oxidación. Una temperatura segura de almacenamiento es de 50°C.

4.3.- PERDIDAS.-

En el proceso de neutralización alcalina ordinaria, con sosa caústica, siempre se pierde aceite neutro, por saponificación por el álcali o por oclusión en el jabón formado.

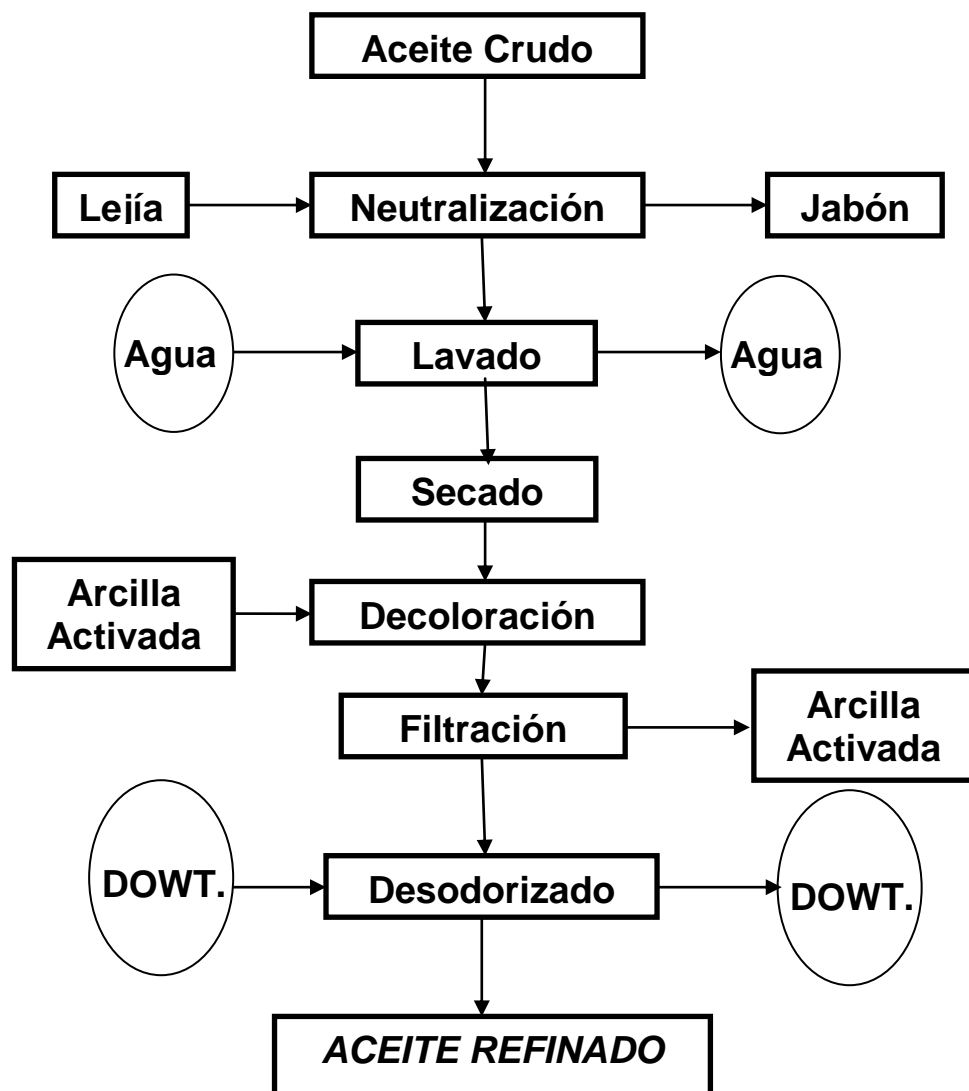
Las pérdidas totales para aceites de acidez mediana, como el presente caso se consideran de 2 veces la cantidad de ácidos grasos libres presentes en el aceite.
(2)

En el proceso de decoloración la pérdida radica en la cantidad de aceite retenido en la torta de arcilla activada proveniente del filtrado.

La cantidad de aceite retenido en la torta es de 20 – 40%. Para los cálculos de diseño consideraremos 30%.

En el proceso de desodorizado las pérdidas totales suelen oscilar entre 0.3 – 0.8%. Las cuales prácticamente son despreciables.

DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA OBTENCIÓN DEL ACEITE REFINADO



4.4.- DESCRIPCION DEL DIAGRAMA DE FLUJO.-

- El aceite crudo es bombeado al neutralizador - secador –blanqueador y es calentado a 60°C.
- La soda al 50% se bombea al tanque de dilución y calentamiento, donde se obtiene una lejía de 16° Bé.
- El agua necesaria para los 3 lavados sucesivos del aceite neutro se bombea al recipiente de calentamiento.
- El aceite crudo se mezcla con la lejía por espacio de 1/2 hora y se deja reposar por espacio de otra 1/2 hora, para obtener una buena separación entre el aceite y el jabón formado.
- Luego de drenar el jabón formado, se le agrega el agua del lavado (10% por c/ lavado) y se agita por espacio de 10 minutos, dejándolo reposar por otros 10; éste procedimiento se realiza por otras 2 veces.
- El aceite lavado se somete a un secado, para lo cual se baja la presión del sistema a 200 mm Hg y se eleva la temperatura a 90° C.
- Al aceite secado se le agrega el agente decolorante en relación del 2%, este agrego se realiza colocando la arcilla en la tolva del neutralizador – secador – blanqueador, la cual cae por efecto del vacío dentro del recipiente. El aceite secado es mezclado con la arcilla activada (Natrill), por espacio de 1/ 2 hora luego de lo cual es bombeado hacia el filtro prensa para obtener un aceite blanqueado.
- El aceite blanqueado pasa al tanque de desodorización en el cuál será sometido a una destilación por arrastre de vapor. La destilación se realiza a 392° F y a una presión de 6 mm Hg, la cual es proporcionada por un eyector de 3 etapas con 2 intercondensadores barométricos. El proceso de destilación se lleva a cabo por 3 horas a máxima temperatura.
- El vapor de inyección directa que es usado para la desodorización se encuentra a 365°F.

- El aceite desodorizado y caliente es bombeado hacia el intercambiador para enfriarlo hasta 45°C, que es una temperatura segura para su almacenamiento.

NOMENCLATURA DEL DIAGRAMA DEL PROCESO

T1: tanque de soda caustica al 50%

T2: tanque de preparación de la lejía

T3: tanque de agua de lavado.

T4: tanque para eliminación de jabones

T5: arcilla activada

T6: tanque de aceite blanqueado

E1: neutralizador –lavador – secador –blanqueador

E2: desodorizador

F1: filtro prensa

B1: bomba de soda caustica

B2: bomba de aceite crudo

B3: bomba de aceite hacia el filtro prensa

B4: bomba de aceite hacia el intercambiador

B5: bomba de agua hacia el intercambiador

V1: equipo de vacío del neutralizador

V2: equipo de vacío del desodorizador

E3: torre de enfriamiento

V: vapor

C: condensado

A: agua

D: desagüe

DIAGRAMA DE ELEVACIÓN

- El techo del primer piso se encuentra 5 mts. de altura.
- Los condensadores se ubican a 12.5 mts. de altura.
- Los equipos interiores están diagramados a escala 1/75.

DIAGRAMA DE PROCESO PRODUCTIVO

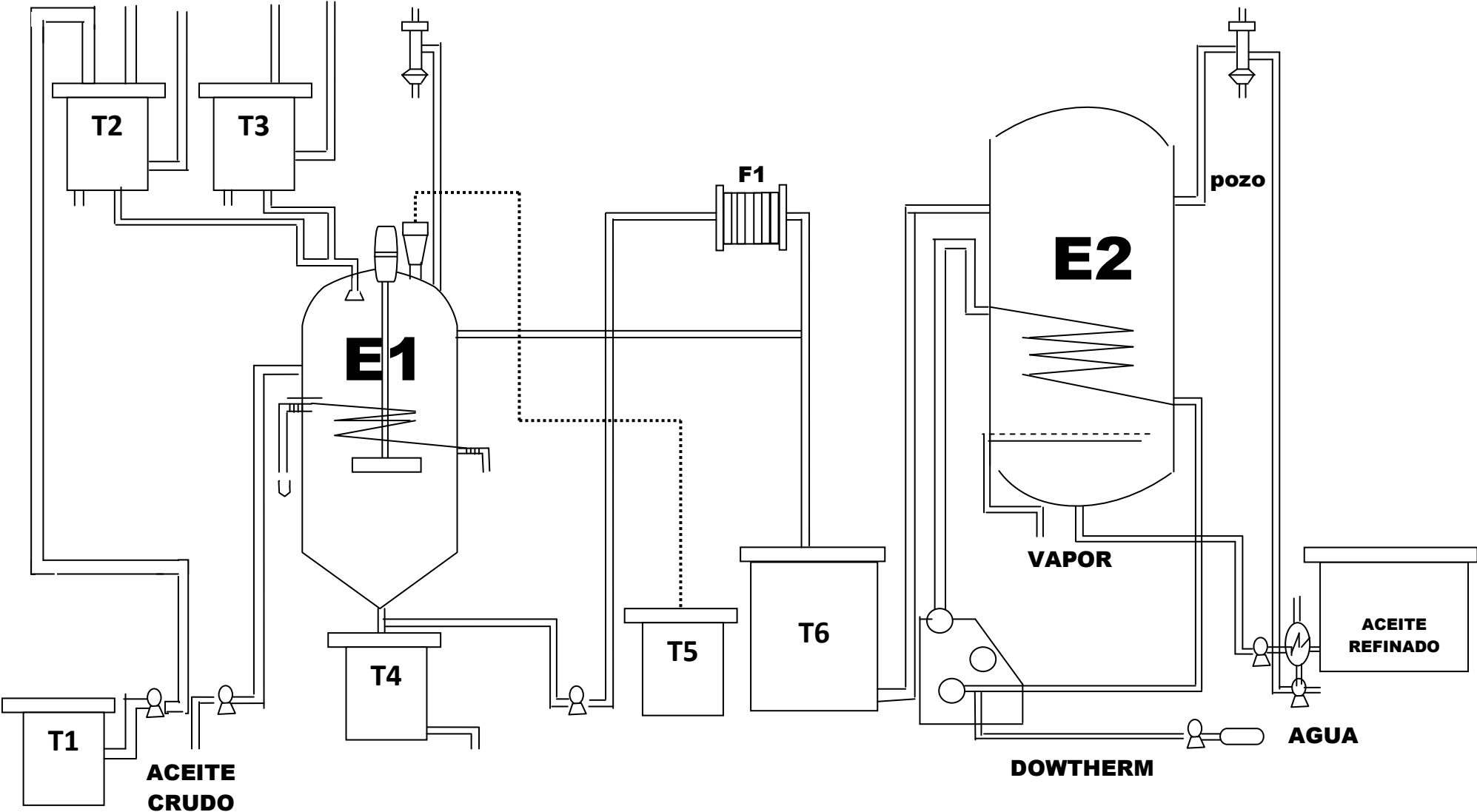
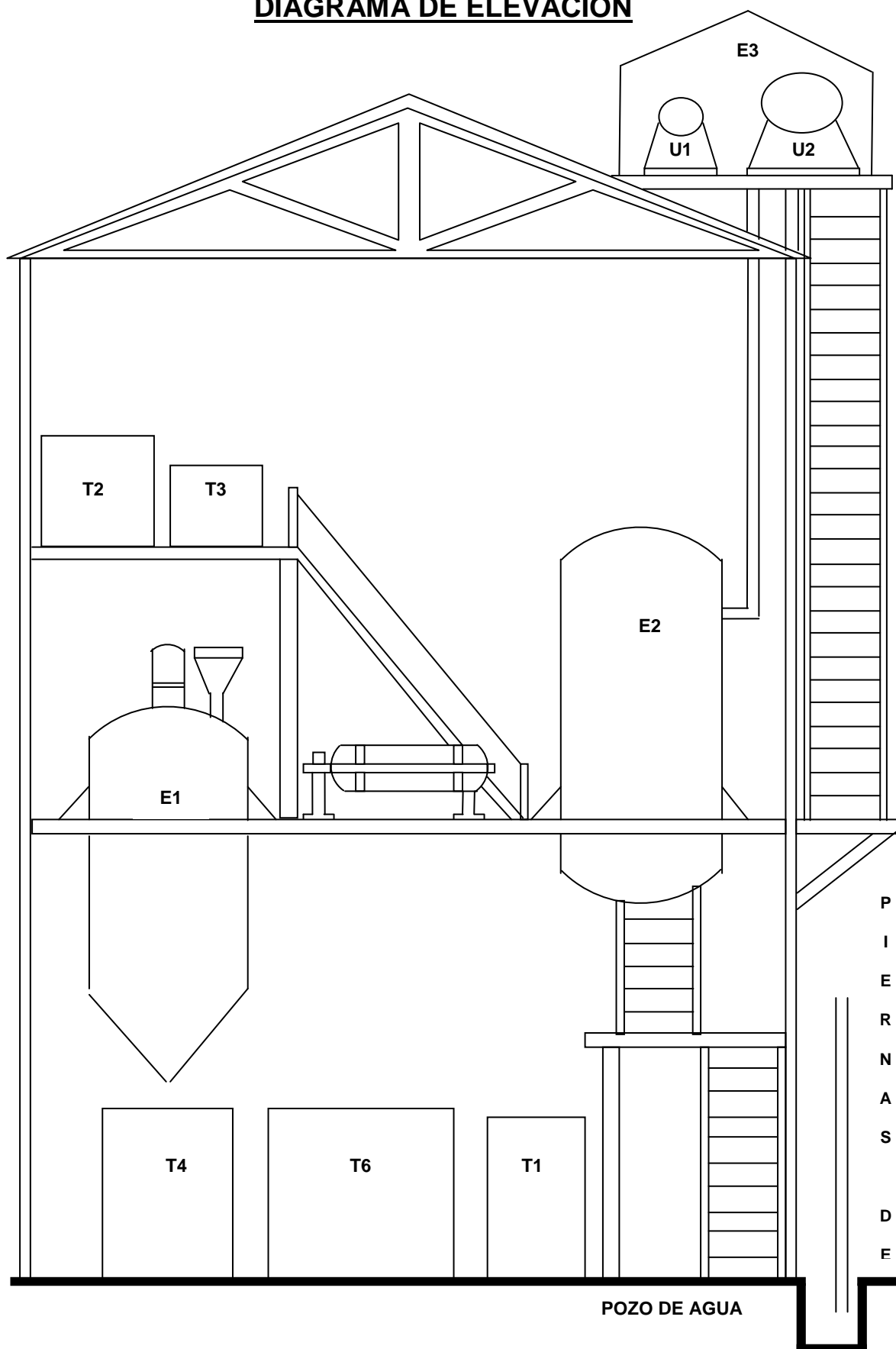


DIAGRAMA DE ELEVACIÓN



B. PROCESO INDUSTRIAL PARA LA OBTENCION DE ACEITE COMESTIBLE

1.- BALANCE DE MATERIA

Los cálculos para el balance de materiales se realizan sobre la base proyectada de 28 TM/día de semilla de maracuyá a utilizar, con 20.5% de humedad y 21.3% de aceite.

ACEITE CRUDO

	<u>ENTRAN</u>	<u>SALEN</u>
LAMINADO	28.00 TM semilla	28.00 TM semilla
TRATAMIENTO		
TERMICO	28.00 TM semilla	23.66 TM semilla
(humedad final 5%)		
PRENSADO	23.66 TM semilla	5.03 TM aceite
* La torta retiene 5% de aceite (0.93)		18.63 TM torta

ACEITE REFINADO

NEUTRALIZACIÓN.-

- Acidez del aceite 5.21% ácido oleico.
- Se emplea lejía de 16° Bé (11.06% de soda).
- Cantidad de lejía = 13.37%

ENTRAN

SALEN

aceite.....5.0000 TM
lejía.....0.6685 TM
(soda 0.0739 TM)

TOTAL.....5.6685

aceite neutro.....4.3797
jabón + aceite.....0.6610

agua.....0.6278

TOTAL.....5.6685

LAVADO.-

- El lavado se realiza con 3 porciones de agua de 10% cada uno.

ENTRAN

SALEN

aceite.....4.3797 TM
agua.....1.3139 TM
(c/ lavado 0.4379 TM)

TOTAL.....5.6936

aceite neutro.....4.3797 TM
agua.....1.3139 TM

TOTAL.....5.6936

DECOLORACIÓN.-

- La decoloración se realiza con 2% de arcilla ácido activada.
- La arcilla ácido activada retiene 30% de su peso en aceite.

<u>ENTRAN</u>	<u>SALEN</u>
aceite.....4.3797 TM	aceite4.3534 TM
arcilla.....0.0876 TM	arcilla + aceite 0.1139 TM
TOTAL.....4.4673 TM	TOTAL.....4.4673 TM

DESODORIZACIÓN.-

- Las pérdidas por desodorización son mínimas del orden del 0.5%.
-

<u>ENTRAN</u>	<u>SALEN</u>
aceite.....4.3534 TM	aceite desodorizado.....4.3317 TM
	pérdidas.....0.0218 TM
TOTAL.....4.3534	TOTAL.....4.3534

REQUERIMIENTOS DE LA PLANTA**CONSUMO DE AGUA**

El agua necesaria para el proceso que se utilizará en forma irrecuperable es para la elaboración de la lejía y los lavados del aceite neutralizado. La cantidad requerida es de 1,900 lts.

La cantidad de agua que se utilizará en forma continua por hora distribuida entre el caldero, los intercondensadores y el intercambiador será de 20,100 lts por 2 semanas.

El consumo de agua por 2 semanas será de 51,480 lts incluyendo un 20% de exceso para limpieza e imprevistos; lo que nos da un consumo de 1'029, 600 lts anuales.

Se requiere de un tanque de 52 m³ de concreto, para el almacenaje de agua para 2 semanas de operación.

INSUMOS

SODA CAUSTICA.- Se consume en forma de lejía de 16° Bé en proporción de 13.37% cuya concentración es de 11.06%. La cantidad utilizada es de 0.6685 TM de lejía.

ARCILLA ACTIVADA.-Se consume en proporción de 2%. La cantidad utilizada es de 0.0876 TM.

2.- BALANCE DE ENERGIA

COCINADO – SECADO.-

$$M_{\text{SEMILLA}} = 28,000 \text{ Kgrs}$$

$$\text{Humedad inicial} = 20.5\%$$

$$\text{Humedad final} = 5.0\%$$

$$t_1 = 20^\circ \text{ C}$$

$$t_2 = 100^\circ \text{ C}$$

$$DT = 80^\circ \text{ C}$$

$$Q = M_{\text{SEMILLA}} * C_p * Dt + M_{\text{H}_2\text{O}} * H_{\text{VAP}}$$

$$M_{\text{SEMILLA}} = 28,000 \text{ Kg}$$

$$C_p (\text{SEMILLA. AGUA}) = 1 \text{ Kcal/ Kgr}$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}} = M_{\text{SEMILLA}} * (\text{humedad inicial} - \text{humedad final})$$

$$= 28,000 * (0.205 - 0.05) = 4,340$$

$$H_{\text{VAP}} = 539 \text{ Kcal/ Kgr}$$

$$Q = 28,000 * 1 * 80 + 4,340 * 539$$

$$Q = 4'579,260 \text{ Kcal / 24 horas}$$

$$Q = 190,803 \text{ Kcal/ hora} = 757,153 \text{ BTU}$$

NEUTRALIZACIÓN.-**CALENTAMIENTO DEL ACEITE:**

$$Q = M * C_p * Dt$$

$$C_p \text{ (cal/ gr } ^\circ\text{C)} = \frac{A}{\sqrt{d_{45}^{15}}} + \beta * (T - 15)$$

Para aceites no secantes: $A = 0.450$ $\beta = 0.0007$

$$d_{45}^{15} = 0.918 \text{ grs/cc}$$

temperaturas: $t_1 = 20^\circ \text{ C} = 68^\circ \text{ F}$

$$t_2 = 60^\circ \text{ C} = 140^\circ \text{ F}$$

$$Dt = 40^\circ \text{ C} = 72^\circ \text{ F}$$

$$t \text{ promedio} = 40^\circ \text{ C}$$

$$C_p(\text{cal/gr } ^\circ\text{C}) = \frac{0.450}{\sqrt{0.918}} + 0.0007 * (T - 15)$$

$$C_p(40^\circ\text{C}) = 0.487 \text{ cal/ gr } ^\circ\text{C} = \text{kcal/ kgr}^\circ\text{C} = \text{BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{Material: } M = 5,000 \text{ Kgrs} = 11,023 \text{ Lbs}$$

$$1 \text{ BTU} = 0.252 \text{ Kcal}$$

$$Q = 5,000 * 0.487 * 40 = 97,400 \text{ Kcal} = 386,580 \text{ BTU}$$

CALENTAMIENTO DE LA LEJIA:

Temperaturas: $t_1 = 20^\circ \text{ C} = 68^\circ \text{ F}$

$$t_2 = 60^\circ \text{ C} = 140^\circ \text{ F}$$

$$Dt = 40^{\circ} \text{ C} = 72^{\circ} \text{ F}$$

$$t \text{ promedio} = 40^{\circ} \text{ C}$$

materia: $M = 669 \text{ Kgrs}$

$$C_p (40^{\circ} \text{ C}) = 0.91$$

$$Q = 669 * 0.91 * 40 = 24,352 \text{ Kcal} = 96,653 \text{ BTU}$$

CALENTAMIENTO DEL AGUA DE LAVADO:

temperaturas: $t_1 = 20^{\circ} \text{ C} = 68^{\circ} \text{ F}$

$$t_2 = 60^{\circ} \text{ C} = 140^{\circ} \text{ F}$$

$$Dt = 40^{\circ} \text{ C} = 72^{\circ} \text{ F}$$

$$t \text{ promedio} = 40^{\circ} \text{ C}$$

materia: $M = 669 \text{ Kgrs}$

$$C_p (40^{\circ} \text{ C}) = 0.91$$

$$Q = 669 * 0.91 * 40 = 24,352 \text{ Kcal} = 96,653 \text{ BTU}$$

CALENTAMIENTO DEL AGUA DE LAVADO:

temperaturas: $t_1 = 20^{\circ} \text{ C} = 68^{\circ} \text{ F}$

$$t_2 = 60^{\circ} \text{ C} = 140^{\circ} \text{ F}$$

$$Dt = 40^{\circ} \text{ C} = 72^{\circ} \text{ F}$$

$$t \text{ promedio} = 40^{\circ} \text{ C}$$

materia: $M = 1,314 \text{ Kgrs}$

$$C_p (40^\circ \text{C}) = 0.99$$

$$Q = 1,314 * 0.99 * 40 = 52,034 \text{ Kcal} = 206,523 \text{ BTU}$$

DECOLORACIÓN.-

CALENTAMIENTO DEL ACEITE:

$$\text{temperaturas: } t_1 = 60^\circ \text{C} = 140^\circ \text{F}$$

$$t_2 = 90^\circ \text{C} = 194^\circ \text{F}$$

$$Dt = 30^\circ \text{C} = 54^\circ \text{F}$$

$$t \text{ promedio} = 75^\circ \text{C}$$

$$\text{materia: } M = 4,380 \text{ Kgrs}$$

$$C_p (75^\circ \text{C}) = 0.51$$

$$Q = 4,380 * 0.51 * 30 = 67,014 \text{ Kcal} = 265,979 \text{ BTU}$$

DECOLORACIÓN.-

CALENTAMIENTO DEL ACEITE:

$$\text{temperaturas: } t_1 = 90^\circ \text{C} = 194^\circ \text{F}$$

$$t_2 = 200^\circ \text{C} = 392^\circ \text{F}$$

$$Dt = 110^\circ \text{C} = 198^\circ \text{F}$$

$$t \text{ promedio} = 145^\circ \text{C}$$

$$\text{materia: } M = 4,353 \text{ Kgrs}$$

$$C_p (145^\circ \text{C}) = 0.56$$

$$Q = 4,353 * 0.56 * 110 = 268,145 \text{ Kcal} = 1,064,267 \text{ BTU}$$

REQUERIMIENTOS DE LA PLANTA

CONSUMO DE COMBUSTIBLE - DIESEL 2

La cantidad de combustible que se usará en forma constante en el caldero en la sección de extracción es de 6.7 galones/Hr.

Mientras que en la sección batch de refinación, se utilizará durante 5 horas la cantidad de 13.6 galones/ Hr, por batch de refinación. El consumo de combustible para el vaporizador es de 29.2 galones/ Hr, durante una hora por batch de refinación.

Por día de operación tendremos que el consumo es de 258 galones. Lo que nos da 3,870 galones por dos semanas de operación considerando 80% como la eficiencia de la caldera.

Sabiendo que el rendimiento del grupo electrógeno, es de 14 Kw – Hr/ galón, que funcionará 12 horas al día (por la crisis energética); se tiene que su consumo de combustible por día es de 84.7 galones y 1,016 galones por dos semanas de operación. Se requiere un tanque de 4,886 galones de combustible, para 2 semanas de operación.

CONSUMO DE ELECTRICIDAD

El consumo de electricidad es de 121.5 Kw/Hr (considerando 10% de exceso), distribuidos de la siguiente manera:⁽²⁴⁾⁽²³⁾

<u>EQUIPO</u>	<u>Kw/Hr</u>	<u>Hrs/día</u>	<u>Kw/ día</u>
- Molino.....	18.5	24	444
- Secador.....	19.5	24	468
- Expeller.....	45.0	24	1,080
- Caldera.....	10.0	24	140
- Agitador.....	5.5	2.5	13.8
- Faja transportadora.....	0.2	24	4.8
- Bombas.....	2.8	1	2.8
- Alumbrado*.....	<u>9.9</u>	12	<u>118.8</u>
	111.4		2,372.2

- Se considera para el alumbrado general 1.1 Kw – Hr/ 100 m² [pág. 2,911; referencia 23].

3.- DISEÑO Y ESPECIFICACIONES

DE EQUIPOS

MOLINO DE RODILLOS.-

Número: 1.

Modelo: 5 RODILLOS VERTICALES “ROSEDOWNNS”.

Capacidad: 30 toneladas/ 24 horas.

Altura: 3,556 mm.

Propulsión: Simple.

Largo de rodillos: 1220 mm.

Diámetro de rodillos superior, medio, inferior: 430 mm.

Diámetro de rodillos 2 y 4: 380 mm.

Motor: 18.5 KW.

Peso aproximado: 10 toneladas.

PRENSA EXPELLER.-

Número:1

Modelo: MARK 3A “ROSEDOWNNS”.

Capacidad: 15’ 1 7/16” (4,608.5 mm).

Ancho (base): 2’ 4” (711 mm).

Motor principal: 75 h.p. (55 Kw).

Peso aproximado: 7 – 1/2 toneladas.

COCINADOR – SECADOR.-

Número: 1.

Número de etapas: 6.

Diámetro: 5’ 6” (1.68 mts).

Altura: 18’ 4/8” (5,591 mm).

Motor principal: 25 hp (18.5 Kw).

Motor de aspiración: 1 – 1/2 hp (1 Kw).

Consumo de vapor (lbs / hora a 150 psig): 881.

Peso aproximado: 7.2 toneladas.

NEUTRALIZADOR.-

Recipiente cilíndrico de base cónica.

Con agitador de paletas y motor impulsor.

Material: acero inoxidable.

Tubería de descarga 2".

RECIPIENTE:

CAPACIDAD DE ACEITE	5.00 TM
LEJIA 16Bé	0.67 TM
VOLUMEN ACEITE	5.45 m ³
VOLUMEN LEJIA	0.70 m ³
VOLUMEN MEZCLA	6.14 m ³
VOLUMEN DE NEUTR. (30% mas)	7.99 m ³
DIAMETRO	1.80 mts
RADIO	0.90 mts
ALTURA	2.80 mts
ALT. CONO	0.974 mts
VOLUMEN CILINDRO	7.13 m ³
VOLUMEN CONO	0.85 m ³
VOLUMEN EQUIPO	7.97 m ³

Nº de baffles = 4

Longitud de los baffles = $0.1T = 0.1 \cdot 180 = 18$ cmts

AGITADOR:

VELOCIDAD DE GIRO	100 rpm
LONGITUD DE LA PALETA	1 mt

ANCHO DE LA PALETA 20 cmts

SERPENTIN CON AGITACIÓN:

Temperatura del aceite: $t_1 = 68^\circ\text{F}$

$t_2 = 140^\circ\text{F}$

$t \text{ promedio} = 104^\circ\text{F}$

$T \text{ vapor} = 365^\circ\text{F}$

L = Longitud de la paleta del agitador = 1 mt = 3.28 pies

D_j = Diámetro del recipiente = 1.8 mts = 5.90 pies

N = Revoluciones/ hr = 6,000

d = Densidad = 0.918 grs/cc = 57.29 lbs/pie³

μ = Viscosidad = 34.0 cp = 82.25 lbs / (pie) (hr)

K = Conductividad = 0.14 = 0.09 BTU/ (hr) (pie²) (°F/ pie)

C_p = Capacidad calorífica = 0.487 Kcal/ (Kgr) (°C)

= 0.487 BTU/ (lbs) (°F)

$$\text{Rej} = \frac{L^2 * N * d}{\mu}$$

$$\text{Rej} = \frac{(3.28)^2 * 6,000 * 59.13}{82.25} = 44,962$$

$J = 750$ (fig. 20.2 pag. 816 Kern)

$$h_j = J * (K/D_j) * (C * \mu/K)^{1/3} * (\mu / \mu_w)^{0.14}$$

$$h_j = 750 * (0.09/5.90) * (0.487*82.25/009)^{1/3} * (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

$$h_j = 87 * (\mu / \mu_w)^{0.14}$$

Para vapor $h_{oi} = 1500$

$$T_w = t_p + \frac{h_{oi}}{h_{oi} + h_j} * (T_p - t_p)$$

T_w = temperatura de la pared

T_p = temperatura del vapor = 365°F

T_p = temperatura promedio del aceite = 104° F

$$T_w = 104 + \frac{1500}{1500 + 87} * (365 - 104)$$

$T_w = 350^\circ\text{F} = 177^\circ\text{C}$, $\mu_w = 1.3$ cp

$$h_j = 87 * (34/1.3)^{0.14}$$

$h_j = 137.4$ BTU/ (hr) (pie²) (°F)

$$U_c = \frac{h_j * h_{oi}}{h_j + h_{oi}} = \frac{137.4 * 1500}{137.4 + 1500} = 125.87 \text{ BTU/ (hr) (pie}^2\text{) (}^\circ\text{F)}$$

$R_d = 0.003$ (hr) (pie²) (°F) /BTU (tabla 12 pag 950 Kern)

$$h_d = \frac{1}{0.003} = 333.33$$

$$U_d = \frac{U_c * h_d}{U_c + h_d} = \frac{125.87 * 333.33}{125.87 + 333.33} = 91.37 \text{ BTU/ (hr) (pie}^2\text{) (}^\circ\text{F)}$$

$$U_c + h_d = 125.87 + 333.33$$

D_t = dif. mayor de temperatura = $T_{\text{vapor}} - t_1 = 365 - 68 = 297$

d_t = dif. menor de temperatura = $T_{\text{vapor}} - t_2 = 365 - 140 = 225$

$$LMTD = \frac{D_t - d_t}{\ln(D_t/d_t)} = \frac{297 - 225}{\ln(297/225)} = 259.3$$

Para que el calentamiento del aceite se realice en 1/2 hora:

$$Q = 386,580 / 0.5 = 773,160 \text{ BTU/ hora} = 194,836 \text{ Kcal/ hora}$$

$$A = \frac{Q}{U_d * LMTD} = \frac{773,160}{91.37 * 259.3} = 32.63 \text{ pies}^2$$

Tubería de 1 plg IPS, sup. Ext/pie lineal = $0.344 \text{ pie}^2/\text{pie}$

Diámetro de serpentín = 1.4 mts = 4.6 pies

Área por vuelta = $d * \pi * (\text{sup. ext/ pie lineal})$

Área por vuelta = $4.6 * 3.1416 * 0.344 = 4.97 \text{ pies}^2$

vueltas = $\frac{\text{Área requerida}}{\text{Área por vuelta}} = \frac{32.63}{4.97} = 6.6$

AGITADOR:

P = Potencia absorbida ó necesaria, C.V.

C = Coeficiente de potencia (gráfica P pag. 1915 Perry)

D = Diámetro del recipiente, mts = 1.8

H = Altura del líquido, mts = 3.0

L = Longitud de la paleta, mts = 1.0

N = Velocidad de la paleta, rps = 1.66

d = Densidad del líquido, Kgrs/ m^3 = 942

W = Ancho de la paleta, mts = 0.20

μ = Viscosidad absoluta, Kgrs/ (m) (seg) = 0.0398

Para mezclas:

$d(\text{prom}) = d(\text{soda}) * \text{frac. peso} + d(\text{aceite} * \text{frac. Peso})$

$\mu(\text{prom}) = \mu(\text{soda})^X * \mu(\text{aceite})^Y$

donde: X e Y, son las fracciones en volumen de la soda y del aceite respectivamente

	peso	% peso	volumen	% volumen
aceite	5.00	0.88	5.45	0.90
soda	<u>0.67</u>	0.12	<u>0.60</u>	0.10
	5.67		6.05	

$d(\text{soda}) = 1120 \text{ Kgrs/ M}^3$

$$d(\text{aceite}) = 918 \text{ Kgrs/ M}^3$$

$$\mu(\text{soda}) = 0.001 \text{ Kgr/ (m) (seg)}$$

$$\mu(\text{aceite}) = 0.06 \text{ Kgr/ (m) (seg)}$$

$$d(\text{prom}) = 1120 * 0.12 + 918 * 0.88 = 942$$

$$\mu(\text{prom}) = 0.001^{0.1} * 0.06^{0.9} = 0.398$$

$$NRe = \frac{L^2 * N * d}{\mu}$$

$$P = 24 * C * L^3 * d^3 * N^3 * D^{1.1} * W^{0.3} * H^{0.6}$$

$$NRe = \frac{1^2 * 1.66 * 942}{0.034} = 39,331$$

$$C = 0.0000026 \text{ (gráfica P pag 1915 Perry)}$$

$$P = 24 * 0.000026 * 1^3 * 942 * 1.1.66^3 * 1.8^{1.1} * 0.2^{0.3} * 3.0^{0.6}$$

$$P = 6.12 \text{ HP}$$

EQUIPO DE VACIO DEL NEUTRALIZADOR.-

Un eyector de vapor de una sola etapa.

Vacio: 200 mm Hg.

Consumo de vapor:

$$\text{Aceite} = 5,000 \text{ Kgs} = 11,023 \text{ lbs}$$

$$\text{humedad} = 2\%$$

$$\text{vapor} = 11,023 \text{ lbs} * 0.02 = 220.5 \text{ lbs/ hora}$$

$$\text{aire} = 10 \text{ lbs/hora}$$

$$\text{mezcla} = 220.5 + 10 = 230.5$$

$$\text{VAPOR} = \frac{600 \text{ lbs de vapor}}{\text{Hora}} \text{ a } 90 \text{ psig (fig. 6- 26A, Ludwing)}$$

f_e = factor de corrección a 150 psig = 0.85 (fig. 6 -26B, Ludwig)

$$\text{VAPOR} = 600 * 0.85 = 510 \text{ lbs/hora}$$

aire a 70°F equivalente a la mezcla (194°F):

$$\text{aire} = 10/0.97 = 10.3$$

(corrección por temperatura) (fig. 6 -17, Ludwig)

$$\text{vapor} = 220.5/0.96 = 229.7$$

(corrección por temperatura) (fig. 6-17, Ludwig)

$$229.7/ 0.81 = 283.6$$

(corrección al peso molecular) (fig. 6-18, Ludwig)

$$\text{MEZCLA} = 10.3 + 283.6 = 293.9 \text{ lbs/ hr}$$

TANQUE DE CALENTAMIENTO Y DILUCION DE LEJIA.-

Recipiente cilíndrico con serpentín de calentamiento.

Material: acero inoxidable.

Volumen del tanque (+30%):

$$M = 669 \text{ Kg} \quad d = 1,120 \text{ kgs/ m}^3$$

$$V \text{ x operación} = M/d = 669/1,120 * 1.3 = 0.78 \text{ m}^3$$

Tanque cilíndrico: diámetro = 1 mt = 3.28 pies

altura = 1 mt = 3.28 pies

volúmen = 0.78 m³

Para el calentamiento de la lejía se realice en 1/2 hora.

$$Q = 96,653 \text{ BTU/ 0.5 horas} = 193, 306 \text{ BTU/ hr}$$

$$= 50,960 \text{ Kcal/ hora}$$

$$U_d = 175 \text{ BTU/ (hr) (pie}^2\text{)} (^{\circ}\text{F) (Kern pag. 814)}$$

$$A = \frac{Q}{U_d * \text{LMTD}} = \frac{193,306}{175 * 259.3} = 4.26 \text{ pies}$$

Tubería de 1 plg IPS, sup. ext/ pie lineal = 0.2618 pie²/ pie

Diámetro de serpentín = 0.6 mts = 2 pies

Área por vuelta = 2 * π * r * (sup. ext/ pie lineal)

$$\text{Área por vuelta} = 2 * 3.1416 * 0.344 = 2.16 \text{ pies}^2$$

$$\# \text{ vueltas} = \frac{\text{Área requerida}}{\text{Área por vuelta}} = \frac{4.26}{2.16} = 1.97$$

TANQUE DE AGUA DE LAVADO.-

Recipiente cilíndrico con serpentín de calentamiento.

Material: acero inoxidable.

Volumen del tanque (+30%):

$$M = 1314 \text{ Kg} \quad d = 1,000 \text{ kgs/m}^3$$

$$V \text{ x operación} = M/d = 1,314/ 1,000 * 1.3 = 1.7 \text{ m}^3$$

Tanque cilíndrico: diámetro = 1.3 mts = 4.27 pies

altura = 1.3 mts = 4.27 pies

volumen = 1.73 m³

$$Q = 206,523 \text{ BTU}$$

$$U_d = 175 \text{ BTU/ (hr) (pie}^2\text{) } (^{\circ}\text{F)}$$

$$A = \frac{Q}{U_d * \text{LMTD}} = \frac{206,523}{175 * 259.3} = 4.55 \text{ pies}$$

Tubería de 1 plg IPS, sup. ext/pie lineal = 0.2618 pie²/ pie

Diámetro de serpentín = 1 mt = 3.28 pies

Área por vuelta = $2 * \pi * r * (\text{sup. ext/ pie lineal})$

Área por vuelta = $3.28 * 3.1416 * 0.344 = 3.55 \text{ pies}^2$

vueltas = $\frac{\text{Área requerida}}{\text{Área por vuelta}} = \frac{4.55}{3.55} = 1.28$

Área por vuelta 3.55

DESODORIZADOR.-

Recipiente cilíndrico de base cónica.

Con serpentín de calentamiento y borboteador de vapor.

Material: acero inoxidable.

RECIPIENTE:

CAPACIDAD	4.50 TM
VOLUMEN ACEITE	4.90 m ³
VOLUMEN REQUERIDO	9.80 m ³
(100% más)	
DIAMETRO	1.80 mts
RADIO	0.90 mts
ALTURA	3.50 mts
ALT. C/SEMIESFERA	0.25 mts
VOLUMEN CILINDRO	8.91 m ³
VOLUMEN 2/SEMIESFERAS	0.85 m ³
VOLUMEN EQUIPO	9.75 m ³

SERPENTIN DE CALENTAMIENTO:

Temperaturas del aceite: t1 = 194°F

t2 = 392°F

t promedio = 293°F

$$T \text{ vapor DOWTHERM} = 560^{\circ}\text{F}$$

$$P \text{ vapor DOWTHERM} = 1.13 \text{ Kgrs/cm}^2 \text{ man.}$$

$$DT = 560 - 194 = 366$$

$$dt = 560 - 392 = 168$$

$$LMTD = \frac{DT - dt}{1n(DT/dt)} = \frac{366 - 168}{1n(366/168)} = 222$$

$$\beta = \frac{d1^2 - d2^2}{2(t2 - t1) d1 d2}$$

β = coeficiente de expansión, $1/^{\circ}\text{F}$

$d1$ = densidad del líquido a $t1$, 1bs/pie^3

$d2$ = densidad del líquido a $t2$, 1bs/pie^3

$$t_f = \frac{t_w + t_a}{2}$$

t_f = temp. ficticia de la película.

t_w = temp. de la pared = temp del vapor.

T_a = temp. promedio del líquido frío.

$$h_o = 116^* \left| \frac{(K^3 * d^2 C_p * \beta) * (LMTD)}{\mu' d_o} \right|^{0.25}$$

todas las propiedades son evaluadas a la temperatura t_f .

μ' = viscosidad en cp.

do = diámetro exterior en pulgadas.

$$d1 = 54.30 \text{ lbs/pie}^3$$

$$d2 = 49.62 \text{ lbs/ pie}^3$$

$$\beta = \frac{54.30^2 - 49.62^2}{2(392-194) * 54.30 * 49.62} = 4.559 * 10^{-4}$$

$$t_f = \frac{585 + 293}{2} = 439^\circ\text{F}$$

$$K = 0.09 \text{ BTU/ (hr) (pie}^2 \text{) (}^\circ\text{F/pie)}$$

$$d = 48.68 \text{ lbs/pie}^3$$

$$C_p = 0.617 \text{ BTU/1BS }^\circ\text{F}$$

$$\mu' = 0.55 \text{ cp}$$

$$d_o = 1.32 \text{ pulg}$$

$$h_o = 116 * ((0.09^3 * 48.68^2 * 0.617 * 4.559 * 10^{-4} / 0.55) * (222/1.32))^{0.25}$$

$$h_o = 72.0$$

FLUIDO DOWTHERM A

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y CAIDA DE PRESION

Velocidad = 8.2 pies seg

Temperatura = 560°F

Diámetro de tubería = 1.049 pulg.

Transferencia de calor = 670.8 BTU/hr pie² °F

Caída de Presión = 9.79 psi/100 pies

Nº de Prandal = 4.8

Reynolds = 248,826

hio DOWTHERM = hi (di/do) = 670.8 (1.049/1.32 = 533.1

$$U_c = \frac{h_o * h_{oi}}{h_o + h_{oi}} = \frac{72.0 * 533.1}{72.0 + 533.1} = 63.4 \text{ BTU/(hr) (pie}^2\text{) (}^\circ\text{F)}$$

$$R_d = 0.004 \text{ (table 12 pag 950 Kern)}$$

$$h_d = \frac{1}{0.004} = 250$$

$$U_d = \frac{U_c * h_d}{U_c + h_d} = \frac{63.4 * 250}{63.4 + 250} = 50.6 \text{ BTU/ (hr) (pie}^2\text{) (}^\circ\text{F)}$$

$$Q = 1' 064, 267$$

$$A = \frac{Q}{U_d * LMTD} = \frac{1'064, 267}{50.6 * 222} = 94.7 \text{ pies}^2$$

Tubería de 1 plg IPS Schedule 40.

$$\text{sup. ext/ pie lineal} = 0.344 \text{ pie}^2/\text{pie}$$

$$\text{Diámetro de serpentín} = 1.4 \text{ mts} = 4.6 \text{ pies}$$

$$\text{Área por vuelta} = d * \pi * (\text{sup. ext/ pie lineal})$$

$$\text{Área por vuelta} = 4.6 * 3.1416 * 0.344 = 4.97 \text{ pies}^2$$

$$\# \text{ vueltas} = \frac{\text{Área requerida}}{\text{Área por vuelta}} = \frac{94.7}{4.97} = 19$$

INYECCION DIRECTA DE VAPOR:

La inyección directa será de:

$$\frac{3 \text{ Kgrs de vapor}}{100 \text{ Kgrs de aceite * hora}}$$

$$\text{VAPOR} = \frac{3 * 4500}{100} = 135 \text{ Kgs} = 298 \text{ lbs/hr}$$

EQUIPO DE VACIO DEL DESODORIZADOR.-

Un eyector de vapor de 3 etapas con 2 intercondensadores.

Capacidad de vacío: 6 mm Hg.

Consumo de vapor:

aceite = 4,500 Kgs = 9,921 lbs

arrastre por vapor = 0.5%

vapor = 298 lbs

ácidos grasos = 9,921 lbs * 0.005 = 49.6 lbs/ hora

aire = 5 lbs/hora

mezcla = 298 + 49.6 + 5 = 352.6 lbs/hora

VAPOR = $\frac{10.0 \text{ lbs}}{1 \text{ b de mezcla}}$ de vapor a 100 psig

(fig. 6 -25, Ludwing)

fe = factor de corrección a 150 psig = 0.95

(fig 6 – 28D, Ludwing)

f1 = factor por incondensables = 0.2

(fig. 6 -28C, Ludwing)

VAPOR = $352.6 * 10.0 * 0.95 * 0.2 = 670 \text{ lbs/hora}$

AGUA = 75 galones/ minuto

Aire a 70° F equivalente a la mezcla (392°F):

aire = $5/0.92 = 5.4$

(corrección por temperatura) (fig. 6-17, Ludwing)

Vapor = $298.5/0.89 = 335.3$

(corrección por temperatura) (fig. 6 – 17, Ludwing)

$$335.3/0.81 = 414.1$$

(corrección al peso molecular) (fig. 6 – 18, Ludwig)

$$\text{MEZCLA} = 5.4 + 414.1 = 419.5 \text{ lbs/hr}$$

POZO DE AGUA PARA LOS INTERCONDENSADORES

Como se acaba de señalar los intercondensadores van a consumir 75 galones/ minuto de agua, esto es $17 \text{ m}^3/\text{hora}$.

El pozo tendrá las siguientes dimensiones: $3 \times 3 \text{ m}^2$ de área x 2.5 m de profundidad, lo que provee una capacidad de 22.5 m^3 .

INTERCAMBIADOR PARA ENFRIAMIENTO DE ACEITE MEDIANTE AGUA.-

Se van a enfriar 9,550 lbs de aceite provenientes de la columna de desodorización de 392°F a 113°F mediante agua. Se requiere un factor combinado de obstrucción de 0.003 y una caída de presión de 10 psi.

	dif. T.			t. prom.	Cp
aceite	279	T1 = 392 → T2 = 113		252.5	0.54
agua	34	t2 = 120 ← t1 = 86		103	1.0

$$DT = 272 \quad dt = 27$$

$$Q = M * Cp * \text{dif. t.} = 9,550 * 0.54 * 279 = 1'438,803 \text{ BTU}$$

$$M_{H_2O} = \frac{Q}{Cp * \text{dif. t.}} = \frac{1'438,803}{1 * 34} = 42,318 \text{ lbs}$$

$$LMTD = \frac{Dt - dt}{1n(Dt/dt)} = \frac{272 - 27}{1n(272/27)} = 106.1$$

$$R = \frac{T1 - T2}{t2 - t1} = \frac{392 - 113}{120 - 86} = 8.2$$

$$S = \frac{t2 - t1}{T1 - t1} = \frac{120 - 86}{392 - 86} = 0.11$$

Intercambiador 1 – 2: inoperable. (fig. 18, Kern)

Intercambiador 2- 4: $F_t = 0.97$ (fig. 19, Kern)

$$T = \text{LMTD} * F_t = 106.1 * 0.97 = 103$$

Temperaturas calóricas:

(fig. 17, Kern)

$$\text{dif. term. frío} = \frac{27}{272} = 0.10 \rightarrow K_c = 1.0 \rightarrow F_c = 0.275$$

$$\text{dif. term. cal.} = 272$$

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) = 113 + 0.275 (279) = 190^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1) = 86 + 0.275 (34) = 95^\circ\text{F}$$

Tubos de 3/4" DE, 16 BWG y 16' de largo.

$$U_d = 75 \text{ BTU/ (hr) (pie}^2\text{) (}^\circ\text{F) (tabla 8, Kern) (supuesto)}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta T} = \frac{1'438,803}{75 * 103} = 186 \text{ pies}^2$$

$$n^\circ \text{ tubos} = \frac{186}{16 * 0.1963} = 59$$

Intercambiador seleccionado:

Intercambiador 2 pasos en la coraza.

4 pasos por los tubos.

Coraza 13 1/4 DI.

número de tubos 82, arreglo en cuadro de 1".

Corrección del coeficiente de diseño Ud:

$$A = 82 * 16 * 0.1963 = 257.5 \text{ pies}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A * \Delta T} = \frac{1'438,803}{275.5 * 103} = 54.2 \text{ BTU/ (hr) (pie}^2\text{(°F))}$$

CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE PELICULA:

CORAZA: ACEITE

$$B = DI/4 = 13.25/4 = 3.3125 \text{ pulg}$$

(espaciado de los deflectores)

$$a^* = \frac{1}{2} \frac{(D_{ic} * c' * B)}{144 * P} = \frac{1 * 13.25 * 0.25 * 3.3125}{2 * 144 * 1} = 0.03381 \text{ pie}^2$$

$$G^* = W/a = 9,550/0.0381 = 250,656 \text{ lbs/ (hr) (pie}^2\text{)}$$

$$De = 0.95 / 12 = 0.0792 \text{ pies (fig. 28 Kern)}$$

$$a \quad 190^\circ \text{ F} \rightarrow \mu = 9.5 \text{ cp} * 2.42 = 22.99 \text{ lbs/ (pie) (hr)}$$

$$K = 0.09 \text{ BTU/ (hr) (pie}^2\text{) (}^\circ\text{F/ pie)}$$

$$C = 0.52 \text{ BTU/ (lb) (}^\circ\text{F)}$$

$$Re = De * G / \mu = 0.0792 * 250,656 / 22.9 = 864$$

$$Jh = 15$$

$$ho = Jh * (K/De) * (C*\mu/K)^{1/3} * (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

$$ho = 15 * (0.09/0.0792) * (0.52 * 22.99/0)^{1/3} * (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

$$ho = 87 * (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

TUBOS: AGUA

$$a't = 0.302 \text{ pulg}^2$$

$$at = \frac{Nt * a' t}{144 * n} = \frac{82 * 0.302}{144 * 4} = 0.0429 \text{ pies}^2$$

$$144 * n \quad 144 * 4$$

$$G_t = W/a_t = 42,318 / 0.0429 = 984,298 \text{ lbs /0.0429} = 984,298 \text{ lbs / (hr) (pie}^2\text{)}$$

$$D = 0.62 / 12 = 0.0517 \text{ pies (tabla 10, Kern)}$$

$$V = \frac{G_t}{3,600 * \delta} = \frac{984,298}{3,600 * 62.4} = 4.38 \text{ pps}$$

$$a \quad 95^\circ \text{ F} \rightarrow \mu = 0.75 \text{ cp} * 2.42 = 1.815 \text{ lbs/ (pie) (hr)}$$

$$Re_t = D * G_t / \mu = 0.0517 * 984,298 / 1.815 = 28,038$$

$$hi = 1150 \text{ (fig. 25, Kern)}$$

$$hio = 1150 (0.62 / 0.75) = 950 \text{ (sin corrección)}$$

temperatura de la pared:

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) = 95 + \frac{87}{950 + 87} (190 - 95) = 103^\circ\text{F}$$

corrección del coeficiente h_o :

$$\mu_w (103^\circ\text{F}) = 33$$

$$h_o = h_o * (\mu/\mu_w)^{0.14} = 87 * (9.5/33)^{0.14} = 87 * 0.84 = 73$$

Coeficiente limpio U_c :

$$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{950 * 73}{950 + 73} = 67.8 \text{ BTU/ (hr) (pie}^2\text{) (}^\circ\text{F)}$$

Factor de obstrucción R_d :

$$U_c = \frac{U_c - U_d}{U_c * U_d} = \frac{67.8 - 54.2}{67.8 * 54.2} = 0.0037 \text{ (hr) (pie}^2\text{) (}^\circ\text{F)/BTU}$$

CÁLCULO DE LAS CAIDAS DE PRESIÓN:

CORAZA: ACEITE

Para $Re = 864 \rightarrow f = 0.0034 \text{ pie}^2/\text{pulg}^2$ (fig. 29, Kern) n° de cruces, $N+1 = 12L/B = 12*16/3.3125 = 57.9$

número de cruces por paso = 58

número de cruces por el haz = 116

 $D = 13.25/12 = 1.1 \text{ pies}$ $S = 0.87$ $\Delta P = 13.25/12 = 1.1 \text{ pies}$ $S = 0.87$

$$\Delta P = \frac{f * G * D * (N+1)}{5.22 * 10^{10} * De * S * (\mu/\mu_w)^{0.14}}$$

$$\Delta P = \frac{0.0034 * (250,656)^2 * 1.1 * 116}{5.22 * 10^{10} * 0.0792 * 0.87 * 0.84} = 9 \text{ lbs/pulg}^2$$

TUBOS: AGUA

Para $Re_t = 28,038 \rightarrow f = 0.00021 \text{ pie}^2/\text{pulg}^2$
(fig. 27, Kern)

$$\Delta P_t = \frac{f * G_t^2 * 1 * n}{5.22 * 10^{10} * D * S * (\mu/\mu_w)^{0.14}}$$

$$\Delta P_t = \frac{0.00021 * 984,298^2 * 16 * 4}{5.22 * 10^{10} * 0.0517 * 1 * 1}$$

$$\Delta P_t = 4.8 \text{ lbs/ pulg}^2$$

$$G_t = 984,298 \rightarrow v^2 / 2g = 0.13 \text{ (fig. 27, Kern)}$$

$$\Delta P_r = (4n/S) * (v^2 / 2g) = (4*4/1) * 0.13 = 2 \text{ lbs/pulg}^2$$

$$\Delta P_r = \Delta P_t + \Delta P_r = 4.8 + 2 = 6.8 \text{ lbs/pulg}^2$$

FAJA TRANSPORTADORA PARA EL MOLINO.-

Material: semillas de maracuyá

Capacidad = 1.04 TM/hr

C = Factor del material = 1.0 (Perry)

ángulo de elevación 25°. (Perry)

A = Altura = 3.5 mts

L = Longitud = 3.5 / sen (25°) = 3.5/0.423 = 8.5 mts

Potencia (HP) = (TM/hr) (L * 0.0073) + 0.0073) + (A * 0.0037)* C

Potencia = 1.04*8.5*0.0073+3.5*0.0037*1.0 = 0.078 HP

FAJA TRANSPORTADORA PARA EL ACONDICIONADOR.-

Material: semillas de maracuyá laminadas.

Capacidad = 1.04 TM/hr

C = Factor del material = 1.0 (Perry)

Ángulo de elevación 25°, (Perry)

A = Altura = 5.0 mts

L = Longitud = 5.0/sen(25°) = 3.5/0.423 = 12 mts

Potencia (HP) = (TM/hr) (L * 0.0073) + (A * 0.0037)*C

Potencia = 1.04*12*0.0073+5*0.0037*1.0 = 0.11 HP

TANQUE DE ACEITE BLANQUEADO.-

Volúmen del tanque (+30%):

$$M = 4,354 \text{ Kg} \quad d = 920 \text{ kgs/m}^3$$

$$V \text{ x operación} = M/d = 4,354/920 * 1.3 = 6.15 \text{ m}^3$$

Recipiente cilíndrico: diámetro = 2 mts = 6.6 pies

altura = 2 mts = 6.6 pies

volumen = 6.28m³

Material: acero inoxidable.

TANQUE DE MATERIAS JABONOSAS.-

Volúmen del tanque (+30%):

$$M = 2,729 \text{ Kg} \quad d = 1,000 \text{ kgs/m}^3$$

$$V \text{ x operación} = M/d = 2,79/1,000 * 1.3 = 3.55\text{m}^3$$

Recipiente cilíndrico: diámetro = 1.5 mts = 4.9 pies

Altura = 2 mts = 6.6 pies

volumen = 3.54 m³

Material: acero inoxidable.

TANQUE DE SODA CAUSTICA (50%).-

Capacidad para 2 semanas de operación.

Volúmen del tanque (+30%):

$$M = 1,586 \text{ Kg}$$

$$d = 1,525 \text{ kgs/m}^3$$

$$V = M/d = 1,585/1,525 * 1.3 = 1.36 \text{ m}^3$$

Recipiente cilíndrico: diámetro = 1 mt = 3.28 pies

Altura = 1.8 mts = 5.9 pies

$$\text{volúmen} = 1.41 \text{ m}^3$$

Material: Inconel.

TANQUE DE ACEITE CRUDO.-

Capacidad para 2 semanas de operación.

Volúmen del tanque (+ 30%):

$$M = 47,100 \text{ Kg}$$

$$d = 920 \text{ kgs/m}^3$$

$$V = M/d = 47,100/920 * 1.3 = 66.5 \text{ m}^3$$

Recipiente cilíndrico: diámetro = 4.5 mts = 14.8 pies

Altura = 4.2 mts = 13.8 pies

$$\text{volúmen} = 66.8 \text{ m}^3$$

Material: acero inoxidable.

TANQUE DE ACEITE REFINADO.-

Capacidad para 2 semanas de operación.

Volúmen del tanque (+ 30%):

$$M = 43,530 \text{ Kg} \quad d = 920 \text{ kgs/m}^3$$

$$V \text{ x operación} = M/d = 43,530/920 * 1.3 = 61.52 \text{ m}^3$$

$$\text{Recipiente cilíndrico: diámetro} = 4.5 \text{ mts} = 14.8 \text{ pies}$$

$$\text{Altura} = 3.9 \text{ mts} = 12.8 \text{ pies}$$

$$\text{volúmen} = 62 \text{ m}^3$$

Material: acero inoxidable.

BOMBA DE ALIMENTACIÓN DE SODA (50%).-

$$\text{densidad} = 12.70 \text{ lbs/gal}$$

$$\text{masa} = 349.6 \text{ lbs}$$

$$\text{flujo} = 28 \text{ gal/5 min} = 5.6 \text{ gal/min}$$

$$V = 0.5 \text{ pies/seg}$$

$$d = 2 \text{ pulg (di} = 2.067\text{'')}$$

$$\text{g.e.} = 1.52$$

$$u (68^\circ\text{F}) = 110 \text{ cp}$$

$$\text{Re} = \frac{50.6 * Q * \delta}{d * u} = \frac{50.6(5.6) (62.4*1.52)}{2.067*110} = 118$$

$$f = 64/\text{Re} = 64/118 = 0,542 \text{ (régimen laminar)}$$

- $P_s = H_s - \Delta P_{sf} = P_a$
- $P_s = 0 - 1.87 + 0 = -1.87$ pies

P_s = presión de succión, pies de fluido.

H_s = carga hidrostática en la succión, pies de fluido.

ΔP_{sf} = pérdida de presión en la succión, pies de fluido.

P_a = presión manométrica en la succión, pies de fluido.

POTENCIA DE LA BOMBA

- $\Delta P = P_d - P_s = 32.64 + 1.87 = 34.51$ pies de fluido
- Coeficientes para corrección de fluidos viscosos:
 $C_e = 0.2$ $C_q = 0.53$ $C_h = 0.87$ (fig. 3.42, Ludwing)
- $Q_{agua} = Q_{vim}/C_q = 5.6/0.53 = 10.6$ gal/min
 $H_{agua} = H_{vim}/C_h = 34.51/0.87 = 39.7$ pies
 $E_{vim} = E_{fic. bomba} * C_e = 0.8*0.2 = 0.16$
- Cálculo de BHP para líquido viscoso:

$$BHP = \frac{Q * \Delta P * g.e}{3,96 * E} = \frac{5.6 * 34.51 * 1.52}{3,960 * 0.16} = 0.46 \text{ HP}$$

$$- \text{NSPH} = H_s + (P_a' - P_v) (2.31 / \text{g.e}) - \Delta P_{sf}$$

$$\begin{aligned} \text{NSPH} &= 0 + (14.7 - 0) (2.31 / 1.52) - 1.87 \\ &= 20.47 \text{ pies de líquido} \end{aligned}$$

P_a' = presión absoluta en la succión, psia.

P_v = presión de vapor del líquido.

BOMBA DE ALIMENTACIÓN DE ACEITE CRUDO.-

densidad = 7.60 lbs/gal

masa = 10.384 lbs

flujo = 1,366 gal/30 min = 45.5 gal/min

$V = 3.0$ pies/seg (óptima)

$d = 2.5$ pulg ($d_i = 2.469''$)

$\text{g.e.} = 0.92$

$\mu (68^\circ\text{F}) = 60$ cp

$$\text{Re} = 50.6 \frac{Q \cdot \delta}{d \cdot \mu} = \frac{50.6(45.5) (62.4 \cdot 0.92)}{2.469 \cdot 60} = 892$$

$$f = 64 / \text{Re} = 64 / 892 = 0.072 \text{ (régimen laminar)}$$

$$\Delta P / 100 \text{ pies} = 0.0216 f \delta Q^2 / d^5$$

$$\Delta P / 100 \text{ pies} = 0.0216 (0.072) (62.4 \cdot 0.92) (45.5)^2 / (2.469)^5$$

$$\Delta P / 100 \text{ pies} = 2.0 \text{ psi/100 pies}$$

DESCARGA

- Longitud de tubería = 100 pies

- Nº de accesorios	tipo	long. equiv. (pies)
2	codos largos	10
1	válvula globo	<u>80</u>
		90 pies

- $\Delta P_{df} = (100+90) (2.0/100) = 3.8 \text{ psi}$
 $= 9.54 \text{ pies de fluido}$
- $P_d = H_d + \Delta P_{df} + P_b$
- $P_d = 16 + 9.54 + 0 \text{ (atm.)} = 25.54$

P_d = presión de descarga, pies de fluido.

H_d = carga hidrostática en la descarga, pies de fluido.

ΔP_{df} = pérdida de presión en la descarga, pies de fluido.

P_b = presión manométrica en la descarga, pies de fluido.

SUCCIÓN

- Longitud de tubería = 20 pies

- Nº de accesorios	tipo	long. equiv. (pies)
1	válvula globo	<u>80</u>
		80 pies

- $\Delta P_{sf} = (20+80) (2.0/100) = 2.0 \text{ psi}$
 $= 5.02 \text{ pies de fluido}$

- $P_s = H_s - \Delta P_{sf} = P_a$
- $P_s = 0 - 5.02 + 0 = - 5.02 \text{ pies}$

P_s = presión de succión, pies de fluido.

H_s = carga hidrostática en la succión, pies de fluido.

ΔP_{sf} = pérdida de presión en la succión, pies de fluido.

P_a = presión manométrica en la succión, pies de fluido.

POTENCIA DE LA BOMBA

- $\Delta P = P_d - P_s = 25.54 + 5.02 = 30.56$ pies de fluido
- Coeficientes para corrección de fluidos viscosos:
 $C_e = 0.55 C_q = 0.82$ $C_h = 1.2$ (fig. 3.42, Ludwing)
- $Q_{agua} = Q_{vim}/C_q = 45.5/0.82 = 55.5$ gal/min
 $H_{agua} = H_{vim}/C_h = 30.56/1.2 = 25.5$ pies
 $E_{vim} = E_{fic. bomba} * C_e = 0.8 * 0.55 = 0.44$
- Cálculo de BHP para líquido viscoso:
- $$BHP = \frac{Q * \Delta P * g.e}{3,960 * E} = \frac{45.5 * 30.56 * 0.92}{3,960 * 0.44} = 0.73 \text{ HP}$$
- $NSPH = H_s + (P_a' - P_v) (2.31 / g.e) - \Delta P_{sf}$
- $NSPH = 0 + (14.7 - 0) (2.31/0.92) - 5.02$
 $= 31.89$ pies de líquido

P_a' = presión absoluta en la succión, psia.

P_v = presión de vapor del líquido.

BOMBA DE ACEITE HACIA EL FILTRO PRENSA.-

densidad = 7.20 lbs/gal

masa = 9.656 lbs

flujo = 1,341 gal/hr = 22.4 gal/min

$V = 2.1$ pies/seg (óptima)

$d = 2$ pulg ($d_i = 2.067''$)

$g.e. = 0.87$

$u (194^\circ F) = 9$ cp

$$Re = \frac{50.6 * Q * \delta}{d * u} = \frac{50.6(22.4) (62.4*0.87)}{2.067*9} = 3,307$$

$\epsilon/d = 0.0009$ (fig. 2.2, Ludwing)

$f = 0.04$ (fig. 2.1, Ludwing)

$$\Delta P/100 \text{ pies} = 0.0216 f \delta Q^2 / d^5$$

$$\Delta P/100 \text{ pies} = 0.0216 (0.04) (62.4*0.87) (22.4)^2 / (2.067)^5$$

$$\Delta P/100 \text{ pies} = 0.62 \text{ psi/100 pies}$$

DESCARGA

-	Longitud de tubería = 50 pies		
-	Nº de accesorios	tipo	long. equiv. (pies)
	2	codos largos	6
	1	válvula globo	<u>70</u>
			76 pies

- $\Delta P_{\text{filtro prensa}} = 30 \text{ psi}$
- $\Delta P_{df} = (50+76) (0.62/100) + 30 = 30.8 \text{ psi}$
 $= 81.78 \text{ pies de fluido}$
- $P_d = H_d + \Delta P_{df} + P_b$
- $P_d = 20 + 81.78 + 0 \text{ (atm.)} = 101.78$

P_d = presión de descarga, pies de fluido.

H_d = carga hidrostática en la descarga, pies de fluido.

ΔP_{df} = pérdida de presión en la descarga, pies de fluido.

P_b = presión manométrica en la descarga, pies de fluido.

SUCCIÓN

- Longitud de tubería = 15 pies
- | Nº de accesorios | tipo | long. equiv. (pies) |
|------------------|---------------|---------------------|
| 1 | codo largo | 6 |
| 1 | válvula globo | 70 |
| | T | <u>14</u> |
| | | 90 psi |
- $\Delta P_{sf} = (15+90) (0.62/100) = 0.65 \text{ psi}$
 $= 1.73 \text{ pies de fluido}$
- $P_s = 6.5 - 1.73 - 28.83 = - 24.06 \text{ pies}$

P_s = presión de succión, pies de fluido.

H_s = carga hidrostática en la succión, pies de fluido.

ΔP_{sf} = pérdida de presión en la succión, pies de fluido.

P_a = presión manométrica en la succión, pies de fluido.

POTENCIA DE LA BOMBA

- $\Delta P = P_d - P_s = 101.78 + 24.06 = 125.84$ pies de fluído
- Coeficientes para corrección de fluidos viscosos:
 $C_e = 0.85 \quad C_q = 0.93 \quad C_h = 1.2 \quad (\text{fig. 3.42, Ludwing})$
- $Q_{\text{agua}} = Q_{\text{vim}}/C_q = 22.4/0.93 = 24.1$ gal/min
 $H_{\text{agua}} = H_{\text{vim}}/C_h = 125.84/1.2 = 104.8$ pies
 $E_{\text{vim}} = E_{\text{fic. bomba}} * C_e = 0.8 * 0.85 = 0.68$
- Cálculo de BHP para líquido viscoso:
- $$\text{BHP} = \frac{Q * \Delta P * g.e}{3,960 * E} = \frac{21.2 * 125.84 * 0.87}{3,960 * 0.68} = 0.86 \text{ HP}$$
- $$\text{NSPH} = H_s + (P_a' - P_v) (2.31 / g.e) - \Delta P_{\text{sf}}$$
- $$\text{NSPH} = 6.5 + (3.78 - 0) (2.31 / 0.87) - 1.57$$

$$= 15.21 \text{ pies de líquido}$$

P_a' = presión absoluta en la succión, psia.

P_v = presión de vapor del líquido.

BOMBA PARA ENFRIAMIENTO Y ALMACENAJE DE ACEITE.-

$$\text{densidad}(\delta) = 6.66 \text{ lbs/gal}$$

$$\text{masa} = 9.597 \text{ lbs}$$

$$\text{flujo (Q)} = 1,441 \text{ gal/hr} = 24 \text{ gal/min}$$

$$V = 3.8 \text{ pies/seg (óptima)}$$

$$d = 1.5 \text{ pulg (di = 1.61")}$$

$$g.e. = 0.80$$

$$u (392^\circ\text{F}) = 085 \text{ cp}$$

$$Re = \frac{50.6 * Q * \delta}{d * u} = \frac{50.6(24) (62.4*0.80)}{1.61*0.85} = 44,299$$

$$\epsilon/d = 0.001 \text{ (fig. 2.2, Ludwing)}$$

$$f = 0.0245 \text{ (fig. 2.1, Ludwing)}$$

$$\Delta P/100 \text{ pies} = 0.0216 f \delta Q^2 / d^5$$

$$\Delta P/100 \text{ pies} = 0.0216 (0.0245) (62.4*0.80) (24)^2 / (1.61)^5$$

$$\Delta P/100 \text{ pies} = 1.40 \text{ psi/100 pies}$$

DESCARGA

- Longitud de tubería = 100 pies
- N° de accesorios tipo long. equiv. (pies)

3	codos largos	9
1	válvula globo	<u>50</u>
		59 pies
- ΔP Intercambiador = 9 psi

- $\Delta P_{df} = (100+59) (1.4/100) + 9 = 11.23 \text{ psi}$
 $= 32.42 \text{ pies de fluido}$
- $P_d = H_d + \Delta P_{df} + P_b$
- $P_d = 13 + 32.42 + 0 \text{ (atm.)} = 45.42$

P_d = presión de descarga, pies de fluido.

H_d = carga hidrostática en la descarga, pies de fluido.

ΔP_{df} = pérdida de presión en la descarga, pies de fluido.

P_b = presión manométrica en la descarga, pies de fluido.

SUCCION

- Longitud de tubería = 20 pies
- | Nº de accesorios | tipo | long. equiv. (pies) |
|------------------|---------------|---------------------|
| 1 | codo largo | 3 |
| 1 | válvula globo | <u>50</u> |
| | | 53 pies |
- $\Delta P_{sf} = (20+53) (1.4/100) = 1.02 \text{ psi}$
 $= 2.95 \text{ pies de fluido}$
- $P_s = H_s - \Delta P_{sf} + P_a$
- $P_s = (14.8+6.6) - 2.95 - 38.7 = - 20.25 \text{ pies}$

P_s = presión de succión, pies de fluido.

H_s = carga hidrostática en la succión, pies de fluido.

ΔP_{sf} = pérdida de presión en la succión, pies de fluido.

P_a = presión manométrica en la succión, pies de fluido.

POTENCIA DE LA BOMBA

$$- \Delta P = P_d - P_s = 45.42 + 20.25 = 65.67 \text{ pies de fluido}$$

$$- \text{BHP} = \frac{Q * \Delta P * g.e}{3,960 * n} = \frac{24 * 65.67 * 0.80}{3,960 * 0.6} = 0.53 \text{ HP}$$

$$- \text{NSPH} = H_s + (P_a' - P_v) (2.31 / g.e) - \Delta P_{sf}$$

$$- \text{NSPH} = (14.8 + 6.6) + (0.12 - 0) (2.31 / 0.80) - 5.38 \\ = 16.36 \text{ pies de líquido}$$

P_a' = presión absoluta en la succión, psia.

P_v = presión de vapor del líquido.

BOMBA DE AGUA PARA INTERCAMBIADOR E INTERCONDENSADORES.-

densidad = 8.33 lbs/gal

masa = 42.318 lbs

flujo = 5,080 gal/hr = 84.7 gal/min

$V = 5.7$ pies/seg (óptima)

$d = 2.5$ pulg ($d_i = 2.469''$)

$g.e. = 1$

$u (86^\circ\text{F}) = 1$

$$Re = \frac{50.6 * Q * \delta}{d * u} = \frac{50.6(84.7) (62.4*1)}{2.469*1} = 108,317$$

$$\epsilon/d = 0.0007 \text{ (fig. 2.2, Ludwing)}$$

$$f = 0.03 \text{ (fig. 2.1, Ludwing)}$$

$$\begin{aligned} \Delta P/100 \text{ pies} &= 0.0216 f \delta Q^2 / d^5 \\ &= 0.0216 (0.03) (62.4*1) (84.7)^2 / (2.469)^5 \\ &= 3.16 \text{ psi/100 pies} \end{aligned}$$

DESCARGA

- Longitud de tubería = 100 pies
- N° de accesorios tipo long. equiv. (pies)

3	codos largos	15
1	T	15
1	válvula globo	<u>90</u>
		120 pies
- $\Delta P_{\text{Intercambiador}} = 6.8 \text{ psi}$
- $\Delta P_{\text{df}} = (100+120) (3.16/100) + 6.8 = 13.75 \text{ psi}$
 $= 31.77 \text{ pies de fluido}$
- $P_d = H_d + \Delta P_{\text{df}} + P_b$
- $P_d = 41 + 31.77 + 0 \text{ (atm.)} = 72.77$

P_d = presión de descarga, pies de fluido.

H_d = carga hidrostática en la descarga, pies de fluido.

ΔP_{df} = pérdida de presión en la descarga, pies de fluido.

P_b = presión manométrica en la descarga, pies de fluido.

SUCCIÓN

- Longitud de tubería = 20 pies
- N° de accesorios tipo long. equiv. (pies)

1	codo largo	<u>5</u>
		5
- $\Delta P_{sf} = (20+5) (3.16/100) = 0.79 \text{ psi}$
 $= 1.82 \text{ pies de fluido}$
- $P_s = H_s - \Delta P_{sf} + P_a$
- $P_s = -10 - 1.82 + 0 = - 11.82 \text{ pies}$

P_s = presión de succión, pies de fluido.

H_s = carga hidrostática en la succión, pies de fluido.

ΔP_{sf} = pérdida de presión en la succión, pies de fluido.

P_a = presión manométrica en la succión, pies de fluido.

POTENCIA DE LA BOMBA

- $\Delta P = P_d - P_s = 72.77 + 11.82 = 84.59 \text{ pies de fluido}$
- $BHP = \frac{Q * \Delta P * g.e}{3,960 * n} = \frac{84.7 * 45.58 * 1}{3,960 * 0.8} = 2.26 \text{ HP}$
- $NSPH = H_s + (P_a' - P_v) (2.31/ g.e) - \Delta P_{sf}$
- $NSPH = - 9.8 + (14.7 - 0) (2.31/1) - 1.82$
 $= 22.34 \text{ pies de líquido}$

P_a' = presión absoluta en la succión, psia.

P_v = presión de vapor del líquido.

TORRE DE ENFRIAMIENTO.-

Torre de enfriamiento de tiro inducido, a contracorriente.

Fluido = agua

Flujo = 84.7 galones/ minuto = 320.6 1ts/ min.

Temperatura de entrada: 120°F = 48.8°C

Temperatura de salida: 86°F = 30°C

Temperatura de bulbo húmedo: 77°F = 25°C

Altura de la torre: 7.5 mts.

(referencia 23)

Área de la torre:

factor = 90 lts (min) (m^2)

[fig 49, pag. 1,228 referencia 23]

área de la torre = flujo/factor = 320.6/90 = 3.6 m^2

potencia del ventilador:

$$\text{factor} = 0.45 \text{ HP/m}^2$$

[fig 48, pag. 1,228 referencia 23]

$$\begin{aligned} \text{HP ventilador} &= \text{área de la torre} * \text{factor} \\ &= 3.6 * 0.45 = 1.62 \text{ HP} \end{aligned}$$

Pérdidas por evaporación: 3.2% por ciclo.

Potencia de la bomba:

$$\text{densidad} = 8.33 \text{ lbs/gal}$$

$$\text{masa} = 42,318 \text{ lbs}$$

$$\text{flujo} = 5,080 \text{ gal/hr} = 84.7 \text{ gal/min}$$

$$V = 5.7 \text{ pies/seg (óptima)}$$

$$d = 2.5 \text{ pulg (di = 2.469")}$$

$$\text{g.e.} = 1$$

$$u (120^\circ\text{F}) = 0.6$$

$$\text{Re} = \frac{50.6 * Q * \delta}{d * u} = \frac{50.6(84.7) (62.4*1)}{2.469*0.6} = 180,317$$

$$\epsilon/d = 0.0007 \text{ (fig. 2.2, Ludwig)}$$

$$f = 0.03 \text{ (fig. 2.1, Ludwig)}$$

$$\begin{aligned} \Delta P/100 \text{ pies} &= 0.0216 f \delta Q^2 / d^5 \\ &= 0.0216 (0.03) (62.4*1) (84.7)^2 / (2.469)^5 \\ &= 3.16 \text{ psi/100 pies} \end{aligned}$$

DESCARGA:

- Longitud de tubería = 100 pies
- N° de accesorios tipo long. equiv. (pies)

3	codos largos	15
1	válvula globo	<u>90</u>
		105 pies
- $\Delta P_{df} = (100 + 105) (3.16/100) = 6.48 \text{ psi}$
 $= 14.94 \text{ pies de fluido}$
- $P_d = H_d + \Delta P_{df} + P_b$
- $P_d = 65.63 + 14.94 + 0 \text{ (atm.)} = 80.57$

P_d = presión de descarga, pies de fluido.

H_d = carga hidrostática en la descarga, pies de fluido.

ΔP_{df} = pérdida de presión en la descarga, pies de fluido.

P_b = presión manométrica en la descarga, pies de fluido.

SUCCIÓN

- Longitud de tubería = 20 pies
- N° de accesorios tipo long. equiv. (pies)

1	codo largo	<u>5</u>
		5
- $\Delta P_{sf} = (20+5) (3.16/100) = 0.79 \text{ psi}$
 $= 1.82 \text{ pies de fluido}$
- $P_s = H_s - \Delta P_{sf} + P_a$
- $P_s = -10 - 1.82 + 0 = - 11.82 \text{ pies}$

P_s = presión de succión, pies de fluido.

H_s = carga hidrostática en la succión, pies de fluido.

ΔP_{sf} = pérdida de presión en la succión, pies de fluido.

P_a = presión manométrica en la succión, pies de fluido.

POTENCIA DE LA BOMBA

$$- \Delta P = P_d - P_s = 85.77 + 11.82 = 92.39 \text{ pies de fluido}$$

$$- \text{BHP} = \frac{Q * \Delta P * g.e}{3,960 * n} = \frac{84.7 * 92.39 * 1}{3,960 * 0.8} = 2.47 \text{ HP}$$

$$- \text{NSPH} = H_s + (P_a' - P_v) (2.31 / g.e) - \Delta P_{sf}$$

$$- \text{NSPH} = - 9.8 + (14.7 - 0) (2.31/1) - 1.82$$

$$= 22.34 \text{ pies de líquido}$$

P_a' = presión absoluta en la succión, psia.

P_v = presión de vapor del líquido.

FILTRO PRENSA.-

Líquido a filtrarse: aceite de maracuyá.

Densidad de aceite: 54.3 lbs/pie³ (a 194° F)

Densidad de la torta: 50 lbs/pie³

(tabla 19-19, Biblioteca del Ing. Químico)

licor : 9,850 lbs.

aceite : 9,599 lbs.

cake: arcilla = 193 lbs.

+30% aceite = 58 lbs.

total = 251 lbs.

DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE PLACAS.

- Marcos de 1" de espesor.
- Marcos cuadrados de 18" de lado.
- Según la tabla de datos típicos de filtros prensa de T. SHRIVER 6 COMPANY INC. (tabla 19-17, Biblioteca del Ing. Químico), para marcos de 18" se tiene:
 - Capacidad de torta de las cámaras por pulgada de espesor de cámara = 0.16 pies^3
 - Área efectiva de filtración por cámara = 3.9 pies^2
- Volúmen de la torta = $\frac{193 \text{ lbs}}{50 \text{ lbs/pie}^3} = 3.86 \text{ pies}^3$
- N° de marcos = $\frac{3.86 \text{ pies}^3}{0.16 \text{ pies}^3/\text{pulg de marco}} = 24.1$
- Área de filtración = $25 \text{ marcos} * 3.9 \text{ pies}^2/\text{marco} = 97.5 \text{ pies}^2$

CALDERA.-

Vapor a 150 psig, temperatura de saturación 365°F

$H_{\text{vap}} = 859 \text{ BTU/ lb}$

$H_{\text{total}} = 1,195 \text{ BTU/lb}$

CONSUMO DE VAPOR:

- COCINADOR SECADOR:
 $Q = 757,153 \text{ BTU/hora} = 881 \text{ lbs/hr}$
- EYECTOR DE 1 ETAPA:
VAPOR..... = 510 lbs/hr
- NEUTRALIZADOR:
 $Q = 773,160 \text{ BTU/hr} = 900 \text{ lbs/hr}$
- CALENTAMIENTO DE LEJÍA:
 $Q = 193,306 \text{ BTU/hr} = 225 \text{ lbs/hr}$
- CALENTAMIENTO DE AGUA DE LAVADO:
 $Q = 206,523 \text{ BTU/hr} = 240 \text{ lbs/hr}$
- DECOLORACIÓN
 $Q = 265,979 \text{ BTU/hr} = 310 \text{ lbs/hr}$
- DESODORIZACIÓN
(vapor de inyección directa)

VAPOR.....= 298 lbs/hr

- EYECTOR DE 3 ETAPAS CON 2 INTERCONDENSADORES:
VAPOR.....= 670 lbs/hr

Operaciones que se realizan simultáneamente:

- 1) cocinado, secado, aceite para neutralizar, lejía, lavado.
 $\text{vapor} = 881 + 900 + 225 + 240 = 2,246 \text{ lbs/hr}$
- 2) Cocinado-secado, vacío (eyector de 1 etapa), decoloración.
 $\text{vapor} = 881 + 510 + 310 = 1,701 \text{ lbs/hr}$

3) cocinado secado, desodorización, vacío (eyector de 3 etapas).

$$\text{vapor} = 881 + 298 + 670 = 1,849 \text{ lbs/hr}$$

potencia de la caldera = consumo máximo de vapor más el 20% de seguridad.

$$\text{CALDERA} = 2,246 * 1.2 = 2,695 \text{ lbs/hr} = 3'220,525 \text{ BTU/hr}$$

$$1 \text{ HP de caldera} = 33,475 \text{ BTU/hr}$$

$$\text{HP CALDERA} = \frac{3'220,525 \text{ BTU/hr}}{33,465 \text{ BTU/hr}} = 96.2 \text{ HP}$$

VAPORIZADOR DOWTHERM.-

vapor a 16 psig, temperatura de saturación = 560°F

$$H_{\text{vap}} = 118 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{\text{total}} = 378 \text{ BTU/lb}$$

CONSUMO DE DOWTHERM:

- DESODORIZACIÓN

$$Q = 1'064,267 \text{ BTU/hr} = 9,019 \text{ lbs/hr}$$

Potencia del vaporizador = consumo máximo de vapor más el 20% de seguridad.

$$\text{CALDERA} = 9,019 * 1.2 = 10,823 \text{ lbs/hr} = 4'091,018 \text{ BTU/hr}$$

VI.- ANÁLISIS ECONÓMICO FINANCIERO

A.- COSTO DE INVERSIÓN

1.- INVERSIÓN FIJA

1.1.- COSTOS DE EQUIPOS.-

Los costos en dólares que a continuación se presentan son costos FOB.^(9,10,24,25)

Las actualizaciones de los precios de los equipos, se realizaron relacionando los índices de costo de planta que aparecen en la revista “Chemical Engineering”; teniendo en cuenta la siguiente fórmula:

$$\text{COSTO ACTUAL} = \text{COSTO BASE} \times \frac{\text{INDICE ACTUAL}}{\text{INDICE BASE}}$$

- Molino de rodillos.....	\$ 8,000
- Cocinador secador.....	\$ 20,000
- Prensa expeller.....	\$ 47,000
- Neutralizador.....	\$ 15,200
- Eyector de 1 etapa.....	\$ 2,500
- Tanque de lejía.....	\$ 2,300
- Tanque de agua de lavado.....	\$ 2,900
- Desodorizador.....	\$ 28,800
- Eyector de 3 etapas	
c/2 intercondensadores.....	\$ 25,400
- Intercambiador 2 -4 (aceite – agua).....	\$ 6,500
- Torre de enfriamiento.....	\$ 5,000
- Tanque de aceite blanqueado.....	\$ 3,500
- Tanque de mat. Jabonosas.....	\$ 2,900
- Tanque de soda cáustica.....	\$ 4,600

- Tanque de aceite crudo.....	\$ 19,000
- Tanque de aceite refinado.....	\$ 18,200
- Tanque para diesel 2.....	\$ 5,200
- Bomba de soda (50%).....	\$ 1,9000
- Bomba de aceite crudo.....	\$ 700
- Bomba para el filtro prensa.....	\$ 850
- Bomba de aceite para intercambiador.....	\$ 720
- Bomba de agua para intercambiador.....	\$ 950
- Bandas transportadoras (2).....	\$ 5,000
- Filtro prensa.....	\$ 22,400
- Caldera.....	\$ 18,300
- Vaporizador Dowtherm.....	\$ 25,000
- Sistema de envasado.....	\$ 15,000
Total.....	\$307,820

Actualmente según un estudio realizado sobre importación, el costo CIF es aproximadamente 1.52 veces el costo FOB, esto incluye flete, impuestos y seguros.

COSTO CIF DE EQUIPOS.....	\$ 467,886
- Grupo electrógeno.....	\$ 28,000
- TOTAL.....	\$ 495,886

1.2.- COSTOS E INSTALACIONES AUXILIARES.-

Las instalaciones auxiliares son: cimientos, tuberías, soportes de acero, instrumentación, aislamiento, conexiones eléctricas y pintura. Para cada equipo y material existe un factor que multiplicado por el costo del equipo nos da el costo de los materiales auxiliares. Por ejemplo:

Para el neutralizador:

Cimientos.....	6%
Tuberías.....	41%
Soportes de acero.....	7%
Instrumentación.....	13%
Aislamiento.....	5%
Electricidad.....	5%
Pintura.....	1%
Total.....	78%

El costo de los materiales auxiliares para la instalación del neutralizador es $15,200 \times 0.78 = 11,856$

De igual modo con los factores propios de cada equipo se calculó el costo de los materiales de instalación.

COSTO DE MATERIALES AUXILIARES.....	\$ 190,691
EQUIPO DE LABORATORIO.....	\$ 10,000
UTILES DE OFICINA.....	\$ 10,000
OBRAS CIVILES 440 M2.....	\$ 110,000
CISTERNA DE AGUA.....	\$ 6,500
POZO DE AGUA.....	\$ 2,813
SILO PARA SEMILLAS.....	\$ 37,500
TERRENO 900 M2.....	\$ 36,000
Total.....	\$ 403,504

1.3.- COSTOS DE INSTALACIÓN

Al igual que existen factores para determinar el costo de los materiales utilizados en las instalaciones auxiliares, también existen factores para determinar el costo de su instalación y el costo de instalación para cada equipo.

Instalación de equipos.....	\$ 12,008
Instalación de sistemas auxiliares.....	\$ 111,761
Total.....	\$ 123,769

INVERSION FIJA.....\$ 1'023,159

**2.- GASTOS PREVIOS
A LA PRODUCCIÓN**

ESTUDIOS DE PRE – INVERSIÓN.....	\$ 10,232
INGENIERIA DETALLADA.....	\$ 20,464
GASTOS PRELIMINARES Y DE EMISIÓN DE ACCIONES DE CAPITAL.....	\$ 10,232
IMPREVISTOS.....	\$ 51,160
INTERESES PRE – OPERATIVOS.....	\$ <u>94,690</u>

GASTOS PREVIOS..... \$ 186,778

3.- CAPITAL DE TRABAJO

El capital de trabajo se calculó para 1 mes de operación

3.1.- MATERIA PRIMA Y AUXILIAR.-

- Semillas.....	\$ 35,000
- Soda (50%).....	\$ 1,269
- Natril.....	\$ 422
- Envases y cajas.....	\$ 4,000
- Total.....	\$ 40,691

3.2.- SALARIOS.-

- Personal obrero (10).....	\$ 4,000
- Personal técnico (5).....	\$ 3,750
- Total.....	\$ 7,750

CAPITAL DE TRABAJO..... 48,441

**CAPITAL DE INVERSIÓN = INVERSIÓN FIJA + GASTOS PREVIOS
+ CAPITAL DE TRABAJO**

CAPITAL DE INVERSIÓN = 1'023,159 + 186,778 + 48,441

CAPITAL DE INVERSIÓN = 1'258,378

B.- FINANCIAMIENTO

1.- FUENTES DE FINANCIAMIENTO

Como se ha visto, la inversión para la implementación del proyecto es de 1'258,378 dólares. El financiamiento del proyecto se conseguirá mediante créditos concedidos por CONFIDE, IFI y APOORTE DE LOS SOCIOS. De la forma que a continuación se señala.

CRÉDITOS DE COFIDE.- Actualmente la Corporación Financiera de Desarrollo S.A. COFIDE posee una línea de créditos, los cuales son otorgados a través de instituciones financieras intermedias. COFIDE financia el 60% de la inversión total.

Para la dimensión del proyecto las condiciones son:

- Monto = 755,094 dólares.
- Interés anual = 15.1% (en dólares).
- Pagaderos en 4 años con un año de gracia (5 años en total).
- Amortizaciones trimestrales.

CRÉDITOS DE LAS IFI.- Las instituciones financieras intermedias IFI (bancos comerciales), financian por regla general el 10% de la inversión. Los intereses que cobran son obviamente superiores a los cobrados por COFIDE. Actualmente son del 20% (en dólares). Las condiciones del préstamo son:

- Monto = 125,955 dólares
- Interés anual = 20.0% (en dólares). [diario: GESTION]
- Pagaderos en 4 años con un año de gracia (5 años en total)
- Amortizaciones trimestrales.

APORTE DE LOS SOCIOS.- Los socios aportarán a la empresa el 30% de la inversión total esto es 377,329 dólares.

2.- CRONOGRAMA DE INVERSIONES

A continuación se presenta un cronograma tentativo de inversiones.

1 ^{er} TRIMESTRE:	gastos preliminares ingeniería detallada estudios de preinversión compra de terreno, obras civiles intereses pre – operativos <i>TOTAL = \$ 328,431</i>
2 ^{do} TRIMESTRE:	adquisición de equipos <i>TOTAL = \$ 495,886</i>
3 ^{er} TRIMESTRE:	adquisición de sistemas auxiliares e instalación <i>TOTAL = \$ 334,460</i>
4to TRIMESTRE:	imprevistos capital de trabajo <i>TOTAL = \$ 99,601</i> ----- TOTAL = \$ 1'258,378 -----

2.1.- INVERSIONES FUTURAS.-

La capacidad de la sección de refinación como se sabe puede aumentar fácilmente su producción implementando nuevos turnos de trabajo y considerando que la disponibilidad de materia prima se duplicará en un lapso de 10 años. Se requiere una inversión para ampliar la sección de extracción. Los costos actuales de los equipos requeridos incluyendo gastos de importación, materiales auxiliares, e instalación son:

- Molino de rodillos.....	\$ 17,190
- Cocinador.....	\$ 60,120
- Prensa expeller.....	\$ 104.749
- Bandas transportadoras.....	\$ 14,655
- Grupo electrógeno (100 Kw).....	\$ 22,900
Total.....	\$ 219,614

Considerando una elevación en los costos de dichos equipos se realizó una proyección de los índices de costo de planta con lo que se obtuvo para el año 1998 (fecha de la inversión) un índice de 398.5

Por lo tanto el capital necesario para dicha inversión será de 242,226 dólares.

3.- SERVICIO DE LA DEUDA

CÁLCULO DEL INTERÉS TRIMESTRAL:

$$I_T = (I_A + 1)^{1/4} - 1$$

Donde: I_T = interés trimestral

I_A = interés anual

CUOTA TRIMESTRAL:

$$C_T = IN * \frac{[I_T * (1 + I_T)^N]}{[(1 + I_T)^N - 1]}$$

Donde: C_T = cuota trimestral

IN = inversión

I_T = interés trimestral

N = número de trimestres

En los cuadros 18 y 19 se muestran los servicios de la cancelación de la deuda, con sus respectivos intereses y condiciones de pago.

En el periodo pre-operativo la cancelación de los intereses del capital será como sigue:

1^{er} TRIMESTRE: \$ 9,461

2^{do} TRIMESTRE: \$ 21,950

3^{er} TRIMESTRE: \$ 30,385

4to TRIMESTRE: \$ 32,894

La cuota trimestral en el período de operación será 74,148 dólares.

CUADRO 18**SERVICIO DE LA DEUDA DE COFIDE**

INVERSION = 755,094 DOLARES

INTERES ANUAL.....15.10%

INTERES TRIMESTRAL.....3.58%

NUMERO DE TRIMESTRES.....16

CUOTA TRIMESTRAL..... 62,803 DOLARES

AÑO	TRIMESTRE	CUOTA TRIMESTRAL	INTERES	AMORTIZACIÓN DEL CAPITAL	CAPITAL O SALDO
0	1	7,644	7,644		213,617
0	2	17,971	17,971		502,223
0	3	24,945	24,945		697,126
0	4	27,020	27,020		755,094
TOTAL		77,580	77,580	0	755,094
1	1	62,803	27,020	35,783	719,311
1	2	62,803	25,739	37,063	682,248
1	3	62,803	24,413	38,390	643,858
1	4	62,803	23,039	39,763	604,095
TOTAL		251,210	100,211	150,999	
2	1	62,803	21,616	41,186	562,909
2	2	62,803	20,143	42,660	520,249
2	3	62,803	18,616	44,186	476,062
2	4	62,803	17,035	45,768	430,295
TOTAL		251,210	77,410	173,800	
3	1	62,803	15,397	47,405	382,889
3	2	62,803	13,701	49,102	333,788
3	3	62,803	11,944	50,859	282,929
3	4	62,803	10,124	52,679	230,251
TOTAL		251,210	51,166	200,044	
4	1	62,803	8,239	54,564	175,687
4	2	62,803	6,287	56,516	119,171
4	3	62,803	4,264	58,538	60,633
4	4	62,803	2,170	60,633	0
TOTAL		251,210	20,960	230,251	
TOTAL		1,082,421	327,327	755,094	

CUADRO 19**SERVICIO DE LA DEUDA IFI**

INVERSION = 125,955 DOLARES

INTERES ANUAL.....20.00%

INTERES TRIMESTRAL.....4.66%

NUMERO DE TRIMESTRES.....16

CUOTA TRIMESTRAL..... 11,345 DOLARES

AÑO	TRIMESTRE	CUOTA TRIMESTRAL	INTERES	AMORTIZACIÓN DEL CAPITAL	CAPITAL O SALDO
0	1	1,817	1,817		38,965
0	2	3,979	3,979		85,330
0	3	5,444	5,440		116,642
0	4	5,874	5,874		125,955
TOTAL		17,110	17,110	0	125,955
1	1	11,345	5,874	5,471	120,483
1	2	11,345	5,619	5,726	114,757
1	3	11,345	5,352	5,993	108,764
1	4	11,345	5,072	6,273	102,491
TOTAL		45,381	21,197	23,464	
2	1	11,345	4,780	6,565	95,925
2	2	11,345	4,473	6,872	89,054
2	3	11,345	4,153	7,192	81,861
2	4	11,345	3,818	7,528	74,334
TOTAL		45,338	17,224	28,157	
3	1	11,345	3,467	7,789	66,455
3	2	11,345	3,099	8,246	58,209
3	3	11,345	2,715	8,631	49,579
3	4	11,345	2,312	9,033	40,546
TOTAL		45,381	11,592	33,788	
4	1	11,345	1,891	9,454	31,091
4	2	11,345	1,450	9,895	21,196
4	3	11,345	988	10,357	10,840
4	4	11,345	506	10,840	(0)
TOTAL		45,381	4,835	40,546	
TOTAL		198,632	72,678	125,955	

C.- PRESUPUESTO DE INGRESOS Y EGRESOS

1.- INGRESO POR VENTAS

Ingresos por mes de operación.

- Venta de aceite:

117,966 lts * 1 \$= \$ 117,96
1t

- Venta de torta:

465.75 TM * 181\$ = \$ 84,300
TM

Total.....\$ 202,266

2.- COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN

2.1.- GASTOS DE FABRICACIÓN

Gastos por mes de fabricación

2.1.1.- Materia prima y auxiliar

- Semillas.....	\$ 35,000
- Soda (50%).....	\$ 1,269
- Natril.....	\$ 422
- Envases y cajas.....	\$ 4,000
Total.....	\$ 40,691

2.1.2.- Mano de obra y Supervisión

- Personal obrero (10).....	\$ 4,000
- Personal técnico (5).....	\$ 3,750
- Total.....	\$ 7,750

2.1.3.- Servicios auxiliares

- Electricidad.....	\$ 2,372
- Agua.....	\$ 5,200
- Diesel 2 (incluido transporte).....	\$ 12,724
Total.....	\$ 20,296

2.1.4.- Gastos fijos anuales

- Mantenimiento y reparaciones (3%)*.....	\$ 30,695
- Depreciación de maquinaria y equipo**.....	\$ 73,122
- Depreciación de obras civiles***.....	\$ 7,841
- Seguros (1%).....	\$ 10,232
Total.....	\$ 121,890

* Incluye repuestos y personal.

** Para el cálculo de la depreciación se considera como valor de salvamento el 10% de los equipos y materiales auxiliares instalados esto es 81,247 dólares, en un período de 10 años.

*** No se considera valor de salvamento y la depreciación se realiza en 20 años.

NOTA: El terreno no se considera para la depreciación, seguros ni mantenimiento.

GASTOS ANUALES DE FABRICACIÓN = \$ 702,786**2.2.- GASTOS DE ADMINISTRACIÓN**

Gastos administrativos por mes.

- Gerente.....	\$ 1,200
- Jefe de planta.....	\$ 1,000
- Jefe de laboratorio.....	\$ 900
- Jefe de mantenimiento.....	\$ 900
- Contador.....	\$ 900
- Almacenero.....	\$ 500
- 2 Vigilantes.....	\$ 400
- Secretaria	\$ 550

GASTOS DE ADMINISTRACIÓN = \$ 6,350**2.3.- BENEFICIOS SOCIALES**

Como beneficios sociales se considerará el 50% del sueldo para todo el personal.

BENEFICIOS SOCIALES = \$ 7,050**2.4.- GASTOS FINANCIEROS**

Gastos financieros anuales.

capital + interés.

SERVICIO DE LA DEUDA = \$ 296,592

D.- RENTABILIDAD

1.- FLUJO DE CAJA

La evaluación económica, se realiza a partir del flujo de fondos que se muestra en el cuadro 20, el cuál se realizó teniendo en cuenta las siguientes fórmulas genéricas.

Fórmulas Genéricas:

Año 0 : Inversión fija + Gastos previos
Capital de trabajo.

Años sucesivos : [(Ingresos – Gastos – Depreciación) – (Impuestos)]
+ Depreciación – Inversión.

Ultimo año : [(Ingresos – Gastos – Depreciación) – (Impuestos)]
+ Depreciación + Valor de salvamento
+ Capital de trabajo.

1.1.- FLUJO NETO ECONOMICO

Toma como egresos el valor de la inversión total sin incluir la forma del financiamiento (gastos financieros). Existe solo un esquema de flujo neto económico y por lo tanto una sola tasa interna de retorno económica.

1.2.- FLUJO NETO FINANCIERO

Toma como egresos toda la inversión por aporte propio. Puede haber varios esquemas de flujos netos económicos dependiendo de la forma de financiamiento.

CUADRO 20
FLUJO DE CAJA

	0	1	2	3	4
1.- INVERSION FIJA	1'023,159				
2.- GASTOS PREVIOS	186,778				
3.- CAPITAL DE TRABAJO	48,441				
4.- INVERSION FUTURA					
5.- INGRESOS TOTALES	1'618,128	1'618,128	1'618,128	1'618,128	1'618,128
6.-GASTOS ADMINISTRATIVOS	76,200	76,200	76,200	76,200	76,200
7.- GASTOS FINANCIEROS	296,592	296,592	296,592	296,592	296,592
8.- BENEFICIOS SOCIALES	84,600	84,600	84,600	84,600	84,600
9.- COSTOS DE PRODUCCIÓN	621,823	621,823	621,823	621,823	621,823
10.- DEPRECIACIÓN	80,963	80,963	80,963	80,963	80,963
11.- UTILIDAD BRUTA	457,950	457,950	457,950	457,950	457,950
12.- IMPUESTO A LA RENTA (30%)	137,385	137,385	137,385	137,385	137,385
13.- UTILIDAD NETA	320,565	320,565	320,565	320,565	320,565
14.- VALOR DE SALVAMENTO					
15.- FLUJO DE CAJA	1'258,378	401,528	401,528	401,528	401,528

FLUJO DE CAJA

	5	6	7	8	9
1.- INVERSION FIJA					
2.- GASTOS PREVIOS					
3.- CAPITAL DE TRABAJO					
4.- INVERSION FUTURA	242,226				
5.- INGRESOS TOTALES	2'589,005	2'750,818	2'912,630		
6.-GASTOS ADMINISTRATIVOS	76,200	76,200	76,200	76,200	76,200
7.- GASTOS FINANCIEROS					
8.- BENEFICIOS SOCIALES	131,100	131,100	131,100	131,100	131,100
9.- COSTOS DE PRODUCCIÓN	1'007,561	1'056,350	1'150,140	1'153,929	1'202,719
10.- DEPRECIACIÓN	102,763	80,963	80,963	80,963	80,963
11.- UTILIDAD BRUTA	1'271,381	1'406,204	1'519,228	1'632,251	1'745,274
12.- IMPUESTO A LA RENTA(30%)	381,414	421,861	455,768	489,675	523,582
13.- UTILIDAD NETA	889,967	984,343	1'063,459	1,142,576	1,221,692
14.- VALOR DE SALVAMENTO				422,285	
15.- FLUJO DE CAJA	750,504	1'065,306	1'144,422	1'223,539	1'724,940

CUADRO 21
FLUJO NETO ECONOMICO

	0	1	2	3	4
1.- INVERSION FIJA	1'023,159				
2.- GASTOS PREVIOS	186,778				
3.- CAPITAL DE TRABAJO	48,441				
4.- INVERSION FUTURA					
5.- INGRESOS TOTALES		1'618,128	1'618,128	1'618,128	1'618,128
6.-GASTOS ADMINISTRATIVOS		76,200	76,200	76,200	76,200
7.- BENEFICIOS SOCIALES		84,600	84,600	84,600	84,600
8.- COSTOS DE PRODUCCIÓN		621,823	621,823	621,823	621,823
9.- DEPRECIACIÓN		80,963	80,963	80,963	80,963
10.- UTILIDAD BRUTA		754,542	754,542	754,542	754,542
11.- IMPUESTO A LA RENTA (30%)		226,363	226,363	226,363	226,363
12.- UTILIDAD NETA		528,179	528,179	528,179	528,179
13.- VALOR DE SALVAMENTO					
14.- FLUJO DE CAJA	1'258,378	609,142	609,142	609,142	609,142
VAN		399,113	261,500	171,336	112,260
FACTORES DE DESCUENTO...		0.6552	0.4293	0.2813	0.1343
TASA INTERNA DE RETORNO...	52.62416%				

FLUJO NETO ECONOMICO

	5	6	7	8	9
1.- INVERSION FIJA					
2.- GASTOS PREVIOS					
3.- CAPITAL DE TRABAJO					
4.- INVERSION FUTURA	242,226				
5.- INGRESOS TOTALES	2'589,005	2'750,818	2'912,630	3'074,443	3'236,256
6.-GASTOS ADMINISTRATIVOS	76,200	76,200	76,200	76,200	76,200
7.- BENEFICIOS SOCIALES	131,100	131,100	131,100	131,100	131,100
8.- COSTOS DE PRODUCCIÓN	1'007,561	1'056,350	1'150,140	1'153,929	1'202.719
9.- DEPRECIACIÓN	102,763	80,963	80,963	80,963	80,963
10.- UTILIDAD BRUTA	1'271,381	1'406,204	1'519,228	1'632,251	1'745,274
11.- IMPUESTO A LA RENTA(30%)	381,414	421,861	455,768	489,675	523,582
12.- UTILIDAD NETA	889,967	984,343	1'063,459	1,142,576	1,221,692
13.- VALOR DE SALVAMENTO				422,285	
14.- FLUJO NETO ECONOMICO	750,504	1'065,306	1'144,422	1'223,539	1'724,940
VAN	90,623	84,282	59,323	41,556	38,385
FACTORES DE DESCUENTO...	0.1207	0.0791	0.0510	0.0340	0.0223
TASA INTERNA DE RETORNO...	52.624				

2.- TASA DE RETORNO

Para determinar la tasa de retorno de un proyecto, el valor presente de las inversiones, se iguala al valor presente de los ingresos. Es decir:

$$I = \sum_{n=1}^{n=9} \frac{F_n}{(1+i)^n}$$

Donde: I = Inversión
 F = Flujo económico
 i = Tasa de retorno

Por cálculos sucesivos de tanteo se ha determinado que la tasa interna de retorno es 52.62% (en dólares). Como se muestra a continuación la relación anteriormente mencionada se cumple.

$$\begin{aligned} 1'258,378 = & 609,142 * 0.6552 + 609,142 * 0.4293 + \\ & 609,142 * 0.2813 + 609,142 * 0.1843 + \\ & 750,504 * 0.1207 + 1'065,306 * 0.0791 + \\ & 1'144,422 * 0.0518 + 1'223,539 * 0.0340 + \\ & 1'724,940 * 0.0223 \end{aligned}$$

Esta tasa nos indica el interés que recibiríamos al invertir en el proyecto y nos muestra la alta rentabilidad del proyecto.

3.- RELACIÓN BENEFICIO COSTO

Esta relación nos indica cuanto genera el proyecto por cada unidad monetaria invertida. Para su cálculo se necesita los beneficios y los costos (inversión) actualizados. La fórmula a emplear es la siguiente:

$$B/C = \frac{\sum_{n=1}^{n=9} \frac{F_n}{(1+i)^n}}{I}$$

donde: I = Costo de inversión
 F = Beneficios económicos
 i = Tasa de descuento

Como tasa de descuento se utilizará el interés bancario en dólares que es del 20%.

$$B/C = \frac{(609,142/1.2^1) + (609,142/1.2^2) + (609,142/1.2^3) + (609,142/1.2^4) + (750,504/1.2^5) + (1'065,306/1.2^6) + (1'144,422/1.2^7) + (1'223,539/1.2^8) + (1'724,940/1.2^9)}{[1'258,378]}$$

$$B/C = 2.5219$$

4.- PERIODO DE RECUPERACION DEL CAPITAL

Es el tiempo necesario para que el inversionista recupere su inversión, a partir de los ingresos afectados por la tasa de descuento pertinente.

$$n = 9$$

$$I = \sum_{n=1} \frac{F_n}{(1+i)^n}$$

Donde: I = Inversión
F = Flujo económico
i = Tasa de retorno

$$1'258,378 = (609,142 / 1.2) + (609,142 / 1.2^2) + (566,342.3 / 1.2^3)$$

Si el flujo económico del tercer año es 609,142; la fracción del año será:

$$\frac{556,342}{609,142} = 0.929$$

Entonces: el período de recuperación del capital es de 2.93 años aproximadamente.

5.- PUNTO DE EQUILIBRIO

El punto de equilibrio es aquel en el cual los ingresos por ventas de toda la producción son iguales a los costos de producción esto significa que no existen pérdidas ni ganancias. El cálculo del punto de equilibrio se realizó mediante las siguientes ecuaciones desarrolladas en base a los resultados obtenidos en el capítulo VI, sección C.

ECUACIÓN DEL COSTO TOTAL (C)

COSTO TOTAL = COSTOS FIJOS + COSTOS VARIABLES + UNIDADES PRODUCIDAS
UNIDADES VENDIDAS

Evaluando las variables anteriores tenemos:

COSTOS FIJOS:

	<u>mes</u>	<u>año</u>
Mano de obra y supervisión....	\$ 7,750	
Gastos de administración.....	\$ 6,350	
Beneficios sociales.....	<u>\$ 7,050</u>	
	\$21,150	\$ 253,800
Gastos fijos.....		\$ 121,890
Gastos financieros.....		<u>\$ 296,592</u>
		\$ 672,282

COSTOS VARIABLES:

	<u>mes</u>
Materia prima y auxiliar.....	\$ 40,691
Servicios auxiliares.....	<u>\$ 20,296</u>
	\$ 60,987

UNIDADES VENDIDAS: 117,966 litros

Las evaluaciones anteriores nos dan los siguientes resultados:

COSTOS FIJOS ANUALES..... 672,282 dólares

COSTOS VARIABLES..... 60,987 dólares

UNIDADES VENDIDAS.....117,966 litros

UNIDADES PRODUCIDAS..... P

$$C = 672,282 + 0.5169879 * P \quad \dots\dots\dots(1)$$

ECUACIÓN DEL VOLUMEN DE VENTAS (V)

$$\text{VOLUMEN DE VENTAS} = \text{PRECIO DE VENTA UNITARIO} + \text{UNIDADES PRODUCIDAS}$$

Evaluando las variables anteriores tenemos:

$$\text{PRECIO DE VENTA} = \frac{1\$ + 465.75 \text{ TM}}{117,966 \text{ lts}} \cdot 181\$ \text{ TM}$$

$$\text{PRECIO DE VENTA} = 1.714619 \$/\text{lt}$$

Entonces:

PRECIO DE VENTA POR LITRO (+ TORTA).....1.714619 dólares

UNIDADES PRODUCIDAS.....P

$$V = 1.714619 * P \quad \dots\dots\dots(2)$$

DETERMINACIÓN DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

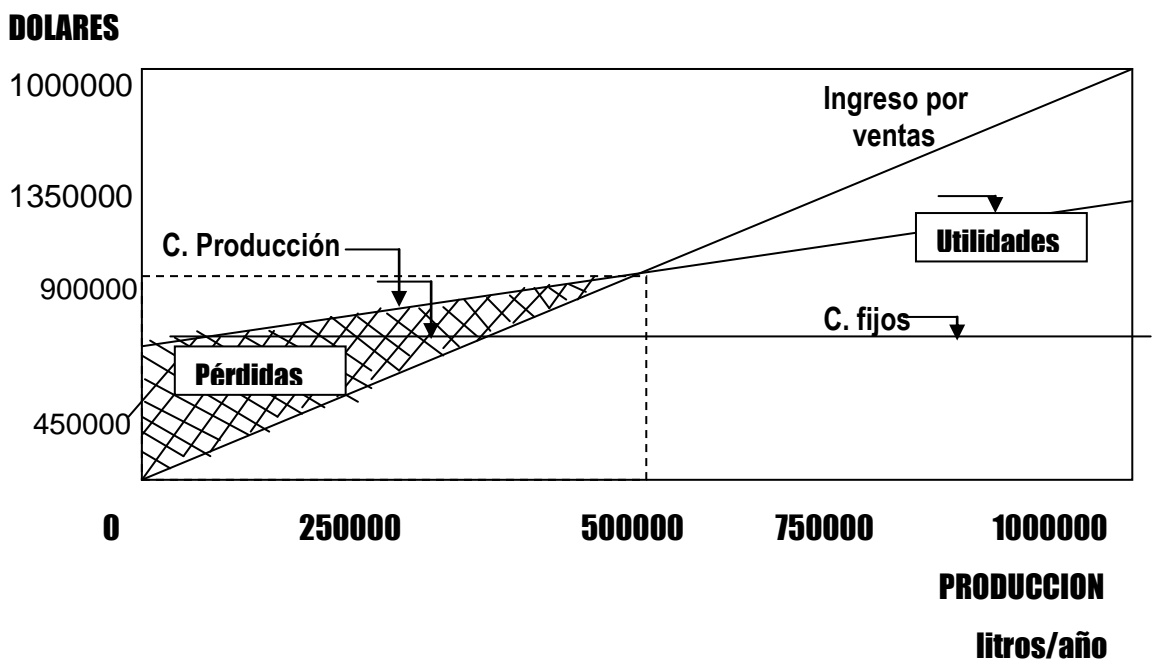
Para determinar el punto de equilibrio interceptan las ecuaciones (1) y (2).

Con esto se determinó que el punto de equilibrio son 561,343 litros anuales, lo que equivale a 2,807 litros diarios o lo que es igual a procesar 16.6 TM de semilla por día.

DIAGRAMA DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

A continuación se muestra en forma gráfica la intersección de las ecuaciones de costos de producción y la de ingresos por ventas.

ESQUEMA DE PRODUCCION ANUAL



La producción anual de aceite será inicialmente de 943,728 litros/anuales, en un turno de refinación. El punto de equilibrio se encuentra en 59.48% de la capacidad.

VII.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

- El aceite de pepita de maracuyá es apto para el consumo humano, siendo una gran fuente nutritiva y posee características agradables de olor y sabor, las cuales facilitan su producción y comercialización.
- Se aprovecha el subproducto de las plantas que procesan el jugo de maracuyá.
- La torta proveniente del prensado posee 9 de los 10 aminoácidos esenciales para el organismo animal lo que la convierte en una fuente altamente nutritiva.
- La presencia de antioxidantes naturales y su elevada relación de ácidos grasos poliinsaturados/ saturados (5.9), lo convierten en un aceite de excelente calidad, ya que su tendencia a producir arteriosclerosis es mínima.
- El proyecto requiere una inversión de 1'258,378 dólares (junio 1,992).
- El estudio económico demuestra que se puede comercializar el aceite al precio de productos similares presentes en el mercado con las consiguientes ventajas en lo que refiere al ahorro de divisas, y la creación de puestos de trabajo.
- El análisis de los ratios económicos: Tasa Interna de Retorno 52.62%, Relación Beneficio /Costo 2.52, y el Período de Recuperación de Capital 1.93 años nos muestran que el proyecto es altamente rentable.
- El punto de equilibrio se encuentra en el 59.48% de la capacidad de la planta, considerando un turno en la sección de refinación.

RECOMENDACIONES

- Se recomienda un estudio posterior para la utilización de los jabones provenientes de la neutralización, y de los ácidos grasos provenientes del desodorizado.
- Se debe buscar fuentes oleaginosas alternativas para sustituir la importación de aceite.
- La utilización de fluidos de transferencia de calor más eficientes que el vapor de agua como es el caso de los fluidos DOWTHERM, debe incrementarse en nuestro medio, ya que a parte de ser menos corrosivos que el agua, los sistemas de calentamiento son más económicos para el calentamiento a altas temperaturas.
- En un estudio posterior cuando la disponibilidad de materia prima lo permita, se recomienda la transformación del sistema batch a un sistema continuo.
- Se recomienda la implementación del proyecto debido a su alta rentabilidad.

VIII.- REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1) Andersen, A.J.C

Refinación de aceites y grasas comestibles

Continental, México 1,965

2) Bailey, Alton E.

Aceites y grasas industriales

Reverte S.A., Barcelona – España 1,971.

3) Blank, Leland – Tarquin, Anthony

Ingeniería Económica

McGraw Hill, 2da Edición, Bogotá – Colombia 1,985

4) Brown, George Granger

Operaciones básicas de la ingeniería química

Marin S.A., 1ra edición, Barcelona – España 1,965

5) Chohey, Nicholas P.- Hicks, Tyler P.

Manual de cálculos de ingeniería química

McGraw Hill, 1ra Edición, México 1,986

6) DOW company

Fluidfille “software program” for evaluation and selection of
DOWTHERM & DOWFROST heat transfer fluid. 1,989

7) Earle, Robert L.

Ingeniería de los alimentos – Las operaciones básicas aplicadas a la tecnología de los alimentos.

Acibia. Saragosa – España 1,967

8) FAO – OMS

Normas del codex para grasas y aceites comestibles

Roma 1,983

9) Hall, S. Richard – Vatauvuk, Willian M.- Matley, Jay

Estimating process equipment costs

“Chemical Engineering November 21, 1988” McGraw Hill

10) Hall, Richard S. And Associates

Current cost of process equipment

“Chemical Engineering April 5, 1982” McGraw Hill

11) Herrera Alarcón, Niza

Acidos grasos en maracuyá

Instituto de Nutrición – Institutos Nacionales de Salud.

1,990

12) ITINTEC

Aceites compuestos comestibles

Norma 209.0079, Junio 1,984

Aceites vegetales comestibles

Norma 209.001, Noviembre 1,983

13)Kern, Donald Q.

Procesos de transferencia de calor

Continental, México 1,986

14)Kirschenbauer, H.G.

Grasas y aceites química y tecnología

Continental, México 1,964

15)Kirk, Raymond E.- Othemer, Donald F.

Encyclopedia of Chemical Technology

V. VI

16)Klumpar, Ivan V.- Slavsky, Steven T.

Update cost factors: Installation labor "Chemical
Engineering September 16, 1985" Mc Graw Hill

Update cost factors: Commodity materials
"Chemical Engineering August 19, 1985" Mc Graw Hill

Update cost factors: Process equipment
"Chemical Engineering July 22, 1985" Mc Graw Hill

17)Ludwing, Ernest E.

Applied process design for chemical and petrochemical plants V. I
Gulf Publishing Company, Houston – Texas 1,964

18)Mehlenbacher, V.C.

Encyclopedia de la química industrial V. VI – Análisis de grasas y
aceites

Urmo, Bilbao – España 1,970.

19)Ministerio de Agricultura

Boletín estadístico del sector agrario 1,984

Boletín estadístico del sector agrario 1,989

20)NATROGEL s.a.

Natril – Arcillas activadas para la industria de aceites y grasas”

21)ONUDI

Manual para la preparación de estudios de viabilidad industrial.

Naciones Unidas, Nueva York 1,978

22) Perry, R.- Chilton C.

Biblioteca del ingeniero químico

McGraw Hill, México 1,986

23) Perry, John H.

Manual del ingeniero químico V.I.II.

UTEHA, 3ra edición, México 1,982

24)Peters, Max S.- Timmerhaus, Klaus D.

Diseño de plantas y su evaluación económica para ingenieros químicos

Geminis, 2da edición, Buenos Aires 1,978

25) Pikulik, Arkadie & Díaz, Hector E.

Cost estimating for mayor process equipment

“Chemical engineering October 10, 1977” McGraw Hill

26) Rosedown publicaciones

Molino de cinco rodillos modelo "Five high rolls"

Prensa de tornillo modelo "Mark 3A"

Fábrica de procesar aceites

27) Ryans, J. L.- Croll, Stephen

Selecting vacuum systems

"Chemical engineering December 14, 1981 "McGraw Hill

28) Sifuentes, A.

Estudio de la influencia de antioxidantes en la conservación de aceites
vegetales

Universidad Nacional Agraria. 1,971

29) Universidad Nacional Agraria

El maracuyá

Boletín técnico N° 1. 1,971

30) Vilbrandt, Frank C.- Dryden, Charles E.

Ingeniería química del diseño de plantas industriales

GRIJALBO S.A., 1ra edición, México 1,963

APENDICE A
PLANT COST INDEX

(1957 – 1959) = 100

- Intercambiadores de calor y tanques.
- Maquinaria de proceso.
- Tuberías y válvulas.
- Instrumentos de proceso.
- Bombas y compresores.
- Equipo eléctrico.
- Soportes estructurales.

1960	102.0	1976	192.1
1961	101.5	1977	204.1
1962	102.0	1978	218.8
1963	102.4	1979	238.7
1964	103.3	1980	261.2
1965	104.2	1981	297.0
1966	107.2	1982	314.0
1967	109.7	1983	316.9
1968	113.7	1984	322.7
1969	119.0	1985	325.3
1970	125.7	1986	318.4
1971	132.2	1987	323.8
1972	137.2	1988	342.5
1973	144.1	1989	355.4
1974	165.4	1990	357.6
1975	182.4	1991	361.3

NOTA: El índice promedio al mes de Junio de 1,992 es 361.3

APENDICE B

CARACTERISTICAS DEL DIESEL 2

Combustible : DIESEL 2

Δ API : 33

Pto. Infamación : 42.1

Cenizas% peso : 0.01

Pto. fluidez : -10°C

Azufre%peso : 0.4

Poder calorífico : 140,000 BTU/galón

Agua y sedimentos : 0.0

Gravedad específica: 7.16 lbs/galón

APENDICE C

CARACTERISTICAS DEL ACEITE

ACIDEZ

P : Peso de la muestra = 7 grs.

N : Normalidad de la solución de NaOH = 0.25 N

G : Gasto de NaOH = 5.17 cc.

$$\% \text{ AGL (como oleico)} = \frac{G \times N \times 28.2}{P}$$

$$\% \text{ AGL (como oleico)} = \frac{5.17 \times 0.25 \times 28.2}{7} = 5.21\%$$

PEROXIDOS

P : Peso de la muestra = 5 grs.

N : Normalidad de la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ = 0.01 N

G : Gasto de la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ = 0.8 ml.

$$\text{Índice de peróxido (meq/Kg)} = \frac{G \times N \times 1000}{P}$$

$$\text{Índice de peróxido (meq/Kg)} = \frac{0.18 \times 0.01 \times 1000}{5} = 1.6$$

INDICE DE YODO

P : Peso de la muestra = 0.2 grs.

N : Normalidad de la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ = 0.01 N

G : Gasto de la solución de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ en blanco = 48.6 ml.

M : Titulación de la muestra con $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ = 27.6 ml.

$$\text{Índice de yodo} = \frac{(B - M) \times N \times 12.69}{P}$$

$$\text{Índice de yodo} = \frac{(48.6 - 27.6) \times 0.1 \times 12.69}{0.2} = 133.6$$

INDICE DE SAPONIFICACIÓN

P: Peso de la muestra = 1 gr.

N: cc. gastos para el testigo = 29.78 ml.

n: cc gastados para el ensayo = 23 ml.

$$\text{Índice de saponificación} = \frac{N - n \times 28.06}{P}$$

$$\text{Índice de saponificación} = \frac{29.78 - 23 \times 28.06}{1} = 190$$

DENSIDAD

P: Peso del frasco = 17.543 grs.

M: Peso del frasco con aceite = 22.631 grs.

A : Peso del agua a 25°C = 5.542 grs.

$$\text{Peso específico a } 25^\circ\text{C}/25^\circ\text{C} = \frac{M - P}{A}$$

$$\text{Peso específico a } 25^\circ\text{C}/25^\circ\text{C} = \frac{22.631 - 17.543}{5.542} = 0.918$$

APENDICE D

CONTENIDO DE HUMEDAD (SECADO)

El contenido de humedad se determina como a continuación se indica:

- Se pesa el crisol donde se va a secar la semilla.
- Se pesa el crisol + la semilla húmeda
- Se introduce el crisol en una estufa y se procede a un secado a una temperatura de 105°C, hasta obtener peso constante, lo que en mi caso se consiguió en aproximadamente 3 horas.
- Se pesa el crisol + la semilla seca, y por diferencia de pesos obtuve el contenido de humedad.

FORMULA:

$$\% \text{ humedad} = \frac{(H - S) * 100}{(H - C)}$$

Donde: C: Peso del crisol.
H: Peso del crisol + semilla húmeda.
S: Peso del crisol + semilla seca.

PRUEBAS DE CONTENIDO DE HUMEDAD EN LA SEMILLA

TARA DEL PESO DEL CRISOL PESO DEL CRISOL
CRISOL+ SEMILLA HUMEDA + SEMILLA SECA % DE HUMEDAD

21.22	32.95	30.46	21.23
21.22	34.68	31.95	20.28
25.84	37.30	34.90	20.94
25.84	36.65	34.55	19.43
31.54	39.84	38.10	20.96
31.54	40.76	38.89	20.28
30.76	40.89	38.87	19.94
30.76	39.35	37.55	20.95
PROMEDIO			20.50

APENDICE E

EXTRACCIÓN POR SOLVENTES DE ACEITE DE LA SEMILLA

La obtención experimental del aceite la realice mediante un extractor soxhlet, el cual consta de 3 partes: el intercambiador, el extractor propiamente dicho y el balón.

El sistema utilizado posee uniones esmeriladas.

Su funcionamiento es el siguiente: al calentarse el solvente (hexano) que se encuentra en el balón, emite vapores que ascienden por el tubo lateral A del extractor, se condensan en el refrigerante y caen, al estado líquido, sobre la muestra que se halla en el interior del extractor, envuelta en una navecilla de papel de filtro, para evitar que la semilla sea arrastrada por el solvente; el solvente va acumulando en el extractor, hasta que su nivel sobrepase ligeramente el tubo sifón B, el que acciona y transfiere el solvente, cargado de materia grasa, al balón. Allí se vuelven a emitir los vapores de hexano, los que ascienden, se condensan y repiten el ciclo antes mencionado, bañando así constantemente la muestra con solvente puro y reuniendo la materia grasa en el balón.

Para la determinación cuantitativa de la cantidad de aceite presente en la semilla, se procede como a continuación se indica:

- Se arma el sistema de extracción soxhlet como se muestra en la figura introduciendo en el extractor, una cantidad de semilla previamente pesada (5 – 10 grs.) y envuelta en un capucho de papel de filtro.
- Dentro del balón, previamente tarado se coloca una cantidad de solvente que debe ser 1.5 veces la cantidad con la cual se alcanza la altura en el tubo sifón; el extractor utilizado posee una capacidad de 100 ml. Antes del tubo sifón, por lo que se utilizó 150 ml. de hexano.
- El proceso de extracción se lleva a cabo por espacio de 4 horas.

- Se retira el recipiente de almacenamiento (balón) donde se encuentra el aceite.
- Se evapora el solvente (hexano) presente en el balón, se enfría, se limpia externamente y se pesa.

Para recuperar el solvente, se procede de la siguiente manera: una vez extraída la muestra el tiempo indicado, se espera a que el aparato sifone y en ese momento se lo retira de la fuente calórica, se desconecta el refrigerante, se retira la muestra, se vuelve a acoplar el refrigerante y calienta nuevamente hasta que el tubo extractor B esté por llenarse (cuidando de que no accione el sifón), siendo así fácil la recuperación del solvente recogido en el extractor.

CÁLCULO:

$$\% \text{ DE ACEITE} = \frac{(P - T) \times 100}{S}$$

Donde: S: gramos de la semilla.

T: tara del balón.

P: peso del balón + el aceite.

PROCEDIMIENTO:

Se peso la semilla seca y limpia, y se colocó en la navecilla (envoltura de papel de filtro) en el aparato de extracción soxhlet. Se extrajo por espacio de 4 horas, empleando Hexano como solvente extractor.

El calentamiento se realizó mediante una plancha a tal velocidad que el disolvente pueda gotear del condensador a 150 gotas/minuto aproximadamente.

Se realizaron 10 pruebas para la determinación del contenido de aceite en la semilla seca, con lo cual se obtuvo un promedio de 26.79% de aceite en la semilla seca.

Considerando que en las pruebas de determinación de humedad se encontró que la semilla posee una humedad de 20.5%, entonces el contenido de aceite en la semilla sin secar será de 21.3%

DISOLVENTES

El disolvente ideal para una extracción cuantitativa de grasa, debe poseer las características siguientes:

1. Tener un alto poder disolvente para las grasas.
2. Tener un bajo o nulo poder disolvente para sustancias no grasas, tales como proteínas, aminoácidos, esteroides, hidratos de carbono y fosfolípidos.
3. Evaporarse rápidamente y no dejar residuo.
4. Tener un relativamente bajo punto de ebullición.
5. No ser inflamable.
6. No ser tóxico, tanto en estado líquido como en vapor,
7. Penetrar fácilmente en las partículas de la muestra.
8. Estar compuesto de un solo componente o ser una mezcla azeotrópica para evitar la posibilidad de fraccionamiento.

HEXANO

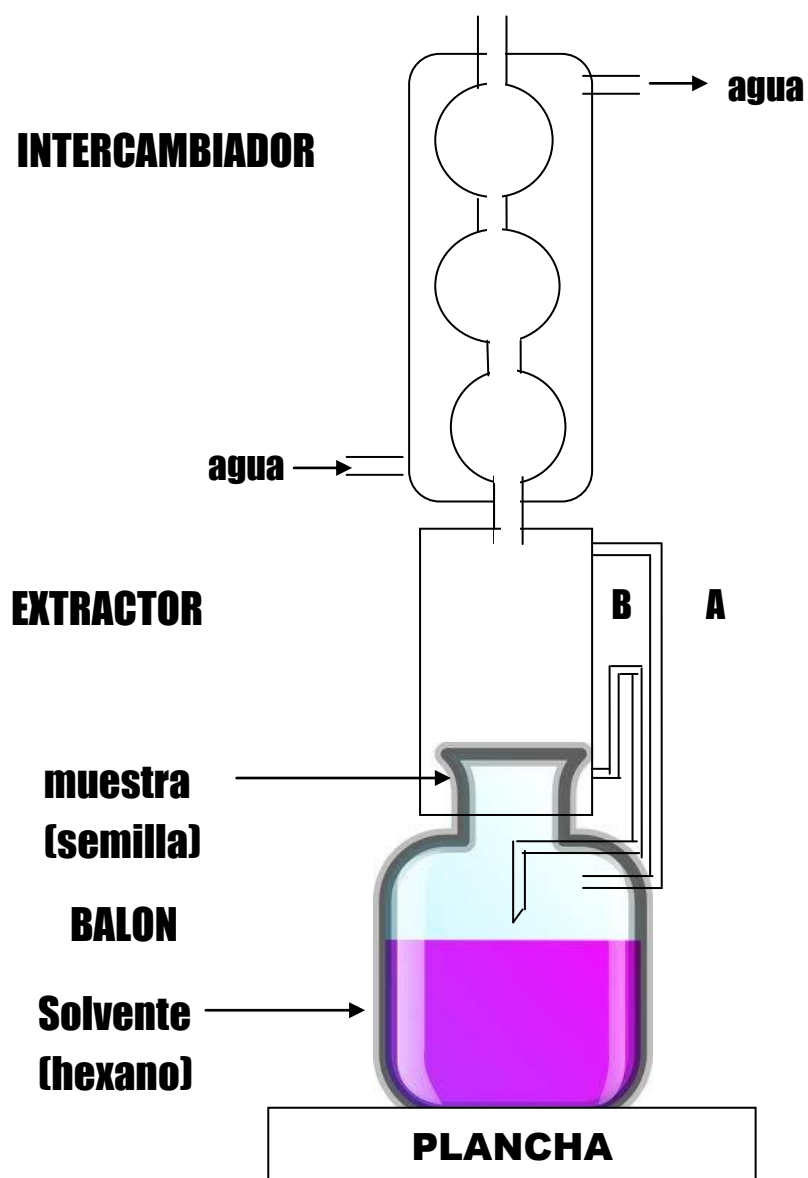
En la extracción de aceite se utilizó la cantidad de 140 ml. de hexano $\text{CH}_3. (\text{CH}_2)_4. \text{CH}_3$; P.M. 86.2; es un líquido incoloro, muy volátil de olor característico; posee un punto de ebullición de 69°C. Insoluble en agua, miscible con alcohol, cloroformo y éter.

PRUEBAS DE CONTENIDO DE ACEITE EN SEMILLA SECA

TARA DEL BALÓN = 114.44 gramos

PESO DEL BALON + ACEITE	PESO DE SEMILLA	% DE ACEITE
-----	-----	-----
115.06	2.32	26.72
115.11	2.47	27.13
116.24	7.07	25.46
116.35	7.00	27.29
115.46	3.86	26.42
115.96	5.68	26.76
116.58	7.78	27.51
116.46	7.87	25.67
115.80	4.93	27.59
116.90	9.00	27.33
	PROMEDIO	26.79

EXTRACTOR DE SOXHLET



APENDICE F

CAPACIDAD CALORIFICA DE LA SEMILLA

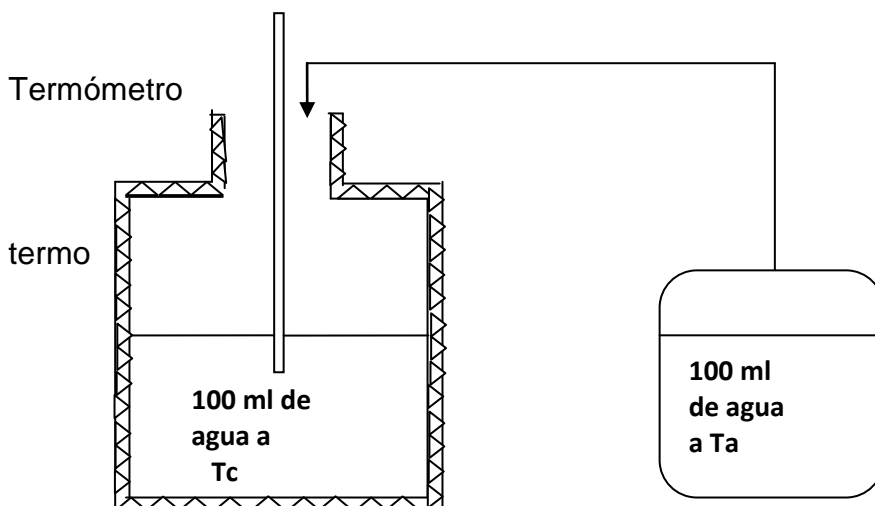
Procedimiento modificado de la guía de laboratorio de química general II de la UNMSM, elaborada por el Ing. Armando Herrera Terreros (Lima, 1982), practica N° 1, sección B) capacidad calorífica de sólidos

CÁLCULO DE LA CAPACIDAD CALORIFICA DEL SISTEMA

PROCEDIMIENTO:

Para calcular la capacidad calorífica del calorímetro (sistema aislado), se introducen 100 ml de agua potable en equipo y se toma la temperatura. Se miden 100 ml. de agua y se calientan entre 30 y 40°C; se toma su temperatura. Se agrega el agua caliente al calorímetro y se anota la temperatura de equilibrio (temp. más alta) alcanzada en el sistema.

El calor cedido por el agua caliente será igual al calor absorbido por el sistema (agua + calorímetro).



REVISION DE LAS ECUACIONES DE BALANCE PARA EL CALCULO DE LA CAPACIDAD CALORIFICA DEL SISTEMA

Ecuación general de balance:

Q [perdido por el agua caliente] = Q [ganado por el agua en el calorímetro] + Q [ganado por el calorímetro]

$$Q = M C_p \Delta T$$

$$M_{A.C.} \times C_p \times \Delta T = M_{A.F.} \times C_p \times \Delta T + C \Delta T$$

donde: C = capacidad calorífica del calorímetro.

$$M_{A.C.} \times C_p \times (T_a - T_e) = M_{A.F.} \times C_p \times (T_e - T_c) + C (T_e - T_c)$$

$$M_{A.C.} \times C_p \times (T_a - T_e) = M_{A.F.} \times C_p + C \times (T_e - T_c)$$

$$M_{A.C.} \times C_p \times (T_a - T_e) = C' \times (T_e - T_c)$$

Donde: C' = capacidad calorífica del sistema: calorímetro + 100 ml. de H₂O

$$= M_{A.C.} \times C_p + C$$

$$C' = \frac{M_{A.C.} \times C_p \times (T_a - T_e)}{(T_e - T_c)}$$

$$(T_e - T_c)$$

Donde:

M_{AGUA} = grs. de agua caliente

$(P_{AGUA} = 1 \text{ cal/ (gr) } (^{\circ}\text{C}))$

T_a = temp. del agua caliente

T_c = temp. en el calorímetro

T_e = temp. de equilibrio

CAPACIDAD CALORÍFICA DEL CALORIMETRO

T[AGUA]	T[CALORIMETRO]	T [EQUILIBRIO]	CAPACIDAD CALORIFICA DEL SISTEMA
38	18	27	122.2
58	19	37	116.7
36	20	27	128.6
38	22	29	128.6
35	22	28	116.6

CAPACIDAD CALORIFICA PROMEDIO DEL SISTEMA [CALORIMETRO +
100 ml. de agua] = 122.54

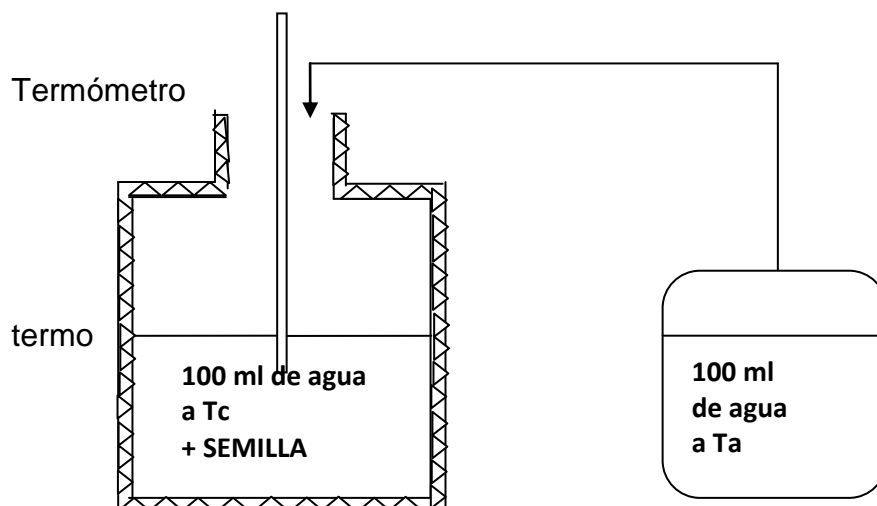
CALCULO DE LA CAPACIDAD CALORIFICA DE LA SEMILLA

Conocida la capacidad del sistema se puede hallar la capacidad calorífica de la semilla (previamente triturada y secada).

En el calorímetro se introducen 100 m. de agua y se agrega una cantidad de semilla previamente pesada, se toma la temperatura del sistema. Se mide una cantidad de agua, se calienta y se toma la temperatura de equilibrio.

El calor cedido por el agua caliente será igual al calor absorbido por el calorímetro, el agua y la semilla.

Utilizando el sistema anterior.



REVISIÓN DE LAS ECUACIONES DE BALANCE PARA EL CALCULO DE LA CAPACIDAD CALORIFICA DE LA SEMILLA

Q [perdido por el agua caliente] = Q [ganado por el sistema] + Q [ganado por la semilla]

$$MA.C. \times C_p \times \Delta T = M_{SEMILLA} \times C_{pSEMILLA} \times \Delta T + C' \Delta T$$

$$MA.C. \times C_p \times (T_a - T_e) = M_{SEMILLA} \times C_{pSEMILLA} \times (T_e - T_c) + C' (T_e - T_c)$$

$$C_{pSEMILLA} = \frac{MA.C. \times C_p \times (T_a - T_e) - C' (T_e - T_c)}{M_{SEMILLA} \times (T_e - T_c)}$$

CAPACIDAD CALORIFICA DE LA SEMILLA

Q [ganado por la semilla] = Q [cedido por el agua]

Q [absorbido por el sistema]

$$C_p = \frac{Q \text{ [ganado por la semilla]}}{\text{peso [semilla]} \times \Delta T \text{ [semilla]}}$$

- Peso de la semilla = 20.6 grs.
- Agua caliente: peso = 100 grs.
Temperatura = 31°C

- Temp. del sistema 19° C
sistema: calorímetro +
100.0 grs. de agua +
20.6 grs. de semilla
- Temp. de equilibrio 24°C

CAPACIDAD CALORIFICA DE LA SEMILLA = 0.85

- Peso de la semilla = 19.1 grs.
- Agua caliente peso = 50 grs.
Temperatura = 51°C
- Temp. del sistema 20° C
sistema: calorímetro +
100.0 grs. de agua +
19.1 grs. de semilla
- Temp. de equilibrio 28°C

CAPACIDAD CALORIFICA DE LA SEMILLA = 1.11

$$C_p [\text{promedio}] = 0.98 \text{ cal/ (gr) (}^{\circ}\text{C)}$$

APENDICE G

ESTUDIO DE ERRORES

$$X_p = \frac{\sum X}{n}$$

$$\sigma_n = \frac{\sum (X_1 - X_p)^2}{n}$$

$$\sigma_n = \frac{\sum X^2 - (\sum X)^2/n}{n}$$

$$\% \text{ error} = \frac{\sigma_n}{X_p} \times 100$$

donde: x = dato

 n = n° de datos

 X_P = dato promedio

 σ_n = desviación estándar

CONTENIDO DE HUMEDAD:

En la determinación del porcentaje de humedad se realizaron 8 pruebas.

Obteniéndose los siguientes resultados (expresados como porcentajes):

21.23, 20.28, 20.94, 19.43, 20.96, 20.28, 19.94, 20.95

A los cuales se les aplico el siguiente análisis estadístico.

CALCULOS:

$$n = 8$$

$$\sum X = 164.01$$

$$X_p = 164.01/8 = 20.50\%$$

$$\sum X^2 = 3,365.1059$$

$$\sigma_n = \frac{3,365.1059 - (164.01^2/8)}{8}$$

$$\sigma_n = 0.58$$

$$\% \text{ error} = (\sigma_n / X_P) \times 100$$

$$\% \text{ error} = (0.58 / 20.5) \times 100 = 2.83\%$$

CONTENIDO DE ACEITE:

En la determinación del contenido de aceite en base seca se realizaron 10 pruebas.

Obteniéndose los siguientes resultados (expresados como porcentajes):

26.72, 27.13, 25.46, 27.29, 26.42, 26.76, 27.51, 25.67, 27.59, 27.33

A los cuales se les aplico el siguiente análisis estadístico.

CALCULOS:

$$n = 10$$

$$\Sigma X = 267.88$$

$$X_P = 267.88 / 10 = 26.79\%$$

$$\Sigma X^2 = 7,180.451$$

$$\sigma_n = \frac{7,180.451 - (267.88^2 / 10)}{8}$$

$$\sigma_n = 0.7058$$

$$\% \text{ error} = (\sigma_n / X_P) \times 100$$

$$\% \text{ error} = (0.7058 / 26.79) \times 100 = 2.63\%$$

APENDICE H

ESPESOR DE LA PARED DE RECIPIENTES BAJO PRESIÓN INTERNA

Código ASME para recipientes a presión sección VIII, división I.

$$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0.6 \times P} + C$$

t = espesor de la pared, pulg.

P = presión que debe soportar el tanque, psi.

= p. manométrica + $\frac{\text{peso de la carga}}{\text{área lateral}}$ + $\frac{\text{peso de la carga}}{\text{área lateral}}$

R = radio interno, pulg.

S = tensión de trabajo máxima admisible es una fracción del límite elástico o resistencia máxima, psi.

E = eficiencia de la soldadura expresada como fracción.

C = espesor adicional para tener en cuenta la corrosión, pulg.

Para acero inoxidable 304. S = 14,900 PSI (hasta 600 F)

Para acero inoxidable 316. S = 17,100 PSI (hasta 600 F)

Eficiencia de la soldadura E = 0.7

ESPESOR DE LA PARED DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACEITE CRUDO

P. manométrica.....0.00psi

p. carga = 103838 * 1.3 = 134989 lbs

p. carga..... 134989.00

área lateral..... 91750.00

área de la base.....24606.00

P = 6.96 psi

R = 88.50 pulg

S = 14900.00 psi

E = 0.70

C = 0.00

t = 0.06

espesor de la plancha de acero 304 recomendado = 3/16.

ESPESOR DE LA PARED DE RECIPIENTES BAJO PRESIÓN EXTERNA
[METODO ITERATIVO]

ESPESOR DE LA PARED DEL DESODORIZADOR

t = espesor de la pared, pulg.

P = presión que debe soportar el tanque, psi.

Di = diámetro interno, pulg.

Do = diámetro externo, pulg.

L = longitud del recipiente, pulg.

C = espesor adicional para tener en cuenta la corrosión, pulg.

P = 15 psi

Di = 71.00

L = 138.00

espesor asumido = $3/8 = 0.375$

$L/Do = 138/72 = 1.916$

$Do/t = 72/0.375 = 192$

Del gráfico para acero inoxidable 304

FIG UHA 28.1 pag. 302

B = 3,400

$Pa = 3,400/192 = 17.7$ psi

Pa es ligeramente mayor que la presión que debe soportar el tanque.

Composición del acero 304

Fe
18-20 Cr
8-11 Ni
0.08 máx. C
2 máx. Mn

Composición del acero 316

Fe
16 – 18 Cr
10 – 14 Ni
0.1 máx. C
1.75 – 2.75 máx. Mo

APENDICE I

ESPESOR DEL AISLANTE EN SISTEMAS CILINDRICOS [Kern, pag. 35]

[MÉTODO ITERATIVO]

Se considera dos resistencias primero el del aislante y segundo el de radiación y convección.

$$Q = \frac{Pl * (ts - ta)}{\frac{\ln(D1/Ds'')}{2 * Kc} + \frac{1}{ha * D1}}$$

$$t1 = \frac{Q}{ha * \pi * D1} + ta$$

AISLANTE PARA EL DESODORIZADOR

TIPO DE AISLANTE: LANA MINERAL

Espesor del aislante.....	1.500 pulgadas
Kc: Conductividad del aislante.....	0.033 btu (h) (pie ²)(F/pie)
Ds'': Diámetro interior del aislante.....	71.610 pulgadas
D1: Diámetro exterior del aislante.....	74.610 pulgadas
ts: Temperatura interna del aislante.....	392.0 grados F
t1: *Temperatura externa del aislante.....	115.0 grados F (SUPUESTA)
ta: Temperatura del aire.....	70.0 grados F
temp. ext.- temp. aire.....	45.0 (grados F)
ha:* Coeficientes combinados de convección y radiación.....	1.70 btu/(h) (pie ²)(F)

L: Longitud del sistema..... 11.5 pies
 Área esférica del sistema..... 58 pies ²
 $Q = 1412.0 \text{ btu/(h) (pie lineal)}$
 $T = 112.5 \text{ grados F}$
 $Q = 72.3 \text{ btu/(h) (pie}^2\text{)}$
 pérdida de calor total = 20388 btu/(h)
 pérdida de calor lateral = 16210
 pérdida de calor por las bases = 4179

AISLANTE PARA TUBERIA DE DOWTHERM

TIPO DE AISLANTE: LANA MINERAL

Espesor del aislante..... 0.750 pulgadas
 Kc: Conductividad del aislante..... 0.030 btu/(h) (pie²) (F/pie)
 Ds'': Diámetro interior del aislante..... 1.320 pulgadas
 D1: Diámetro exterior del aislante..... 2.820 pulgadas
 ts: Temperatura interna del aislante.. 392.0 grados F
 t1:* Temperatura externa del aislante. 115.0 grados F (SUPUESTA)
 ta: Temperatura del aire 70.0 grados F
 temp. ext.- temp. aire..... 45.0 (grados F)
 ha:* Coeficientes combinados
 de convección y radiación..... 2.40 btu/(h) (pie²) (F)
 $Q = 76.2 \text{ btu/(h) (pie lineal)}$
 $T = 113.0 \text{ grados F}$

AISLANTE PARA TUBERIA DE VAPOR **TIPO DE AISLANTE: LANA MINERAL**

Espesor del aislante.....	0.500 pulgadas
Kc: Conductividad del aislante.....	0.033 btu/(h) (pie ²) (F/pie)
Ds'': Diámetro interior del aislante.....	1.320 pulgadas
D1: Diámetro exterior del aislante.....	2.320 pulgadas
ts: Temperatura interna del aislante..	365.0 grados F
t1:* Temperatura externa del aislante.	130.0 grados F (SUPUESTA)
ta: Temperatura del aire	70.0 grados F
temp. ext.- temp. aire.....	60.0 (grados F)
ha:* Coeficientes combinados de convección y radiación.....	2.40 btu/(h) (pie ²) (F)
	Q = 86.6 btu/(h) (pie lineal)
	T = 129.4 grados F

APENDICE J**CALCULO DE LOS COSTOS DE IMPORTACIÓN**

Datos obtenidos del Departamento de Comercio Exterior del Ministerio de Industria.

Fecha de la evaluación Noviembre de 1,992.

Tomando como precio base 100.00

FOB.....	100.00
ASEGURAMIENTO (0.75% FOB).....	0.75
FLETE (10% FOB).....	10.00
PRECIO CIF = FOB + ASEGURAMIENTO + FLETE	
PRECIO CIF CALLAO =100.00 + 0.75 + 10.00 =	110.75
ARANCEL DE IMPORTACION PARA EQUIPO	
INDUSTRIAL (15% CIF).....	16.61
VALOR PARCIAL = CIF + ARANCEL	
VALOR PARCIAL = 110.75 + 16.61 =	127.36
IGV (18%).....	22.92
VALOR TOTAL = VALOR PARCIAL + IGV	
VALOR TOTAL.....	150.28